

(19) 世界知的所有権機関  
国際事務局(43) 国際公開日  
2001 年 1 月 25 日 (25.01.2001)

PCT

(10) 国際公開番号  
WO 01/05489 A1(51) 国際特許分類: B01D 53/14, 53/18, 53/34,  
53/40, 53/62, C10J 3/00, C10K 1/08, 1/12

(21) 国際出願番号: PCT/JP00/04857

(22) 国際出願日: 2000 年 7 月 19 日 (19.07.2000)

(25) 国際出願の言語: 日本語

(26) 国際公開の言語: 日本語

(30) 優先権データ:  
特願平 11/205395 1999 年 7 月 19 日 (19.07.1999) JP  
特願平 11/345271 1999 年 12 月 3 日 (03.12.1999) JP(71) 出願人 (米国を除く全ての指定国について): 株式会  
社 荏原製作所 (EBARA CORPORATION) [JP/JP]; 〒  
144-8510 東京都大田区羽田旭町 11 番 1 号 Tokyo (JP).

(72) 発明者; および

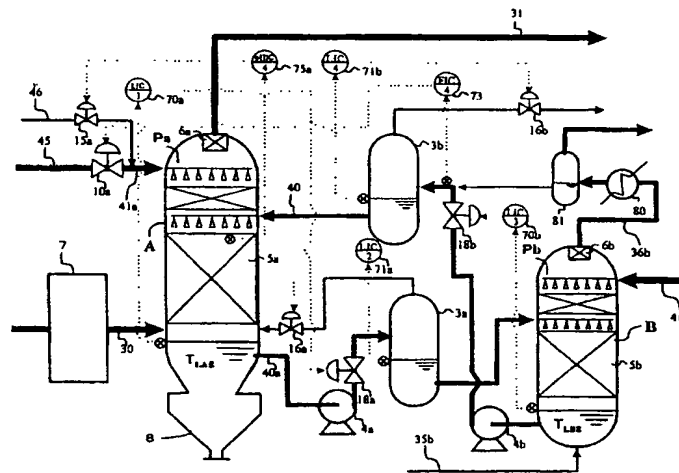
(75) 発明者/出願人 (米国についてのみ): 蘇 慶泉 (SU,

Qingquan) [JP/CN]. 三好敬久 (MIYOSHI, Norihisa)  
[JP/JP]. 成瀬克利 (NARUSE, Katsutoshi) [JP/JP]. 大  
下孝裕 (OSHITA, Takahiro) [JP/JP]. 木下和夫 (KI-  
NOSHITA, Kazuo) [JP/JP]; 〒144-8510 東京都大田区  
羽田旭町 11 番 1 号 株式会社 荏原製作所内 Tokyo (JP).(74) 代理人: 渡邊 勇, 外 (WATANABE, Isamu et al.); 〒  
160-0023 東京都新宿区西新宿 7 丁目 5 番 8 号 GOWA 西  
新宿 4 階 Tokyo (JP).(81) 指定国 (国内): AE, AG, AL, AM, AT, AU, AZ, BA, BB,  
BG, BR, BY, BZ, CA, CH, CN, CR, CU, CZ, DE, DK, DM,  
DZ, EE, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, HR, HU, ID, IL,  
IN, IS, JP, KE, KG, KP, KR, KZ, LC, LK, LR, LS, LT, LU,  
LV, MA, MD, MG, MK, MN, MW, MX, MZ, NO, NZ, PL,  
PT, RO, RU, SD, SE, SG, SI, SK, SL, TJ, TM, TR, TT, TZ,  
UA, UG, US, UZ, VN, YU, ZA, ZW.(84) 指定国 (広域): ARIPO 特許 (GH, GM, KE, LS, MW,  
MZ, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZW), ユーラシア特許 (AM,

[続葉有])

(54) Title: APPARATUS AND METHOD FOR CLEANING ACIDIC GAS

(54) 発明の名称: 酸性ガス洗浄装置及び方法



(57) Abstract: An apparatus for cleaning an acidic gas which has a gas cleaner (A) wherein a gas to be cleaned containing carbon dioxide and a gas-cleaning liquid containing an alkali agent are contacted to thereby remove an acidic gas in the gas to be cleaned, a regenerator (B) for a cleaning liquid wherein the gas-cleaning liquid is regenerated and cooled by being contacted with a gas for regeneration (35b) having different components from those of the gas-cleaning liquid (40) and the gas to be cleaned (30), and a circulation means which is arranged between the gas cleaner (A) and the regenerator (B) for a cleaning liquid and circulates the cleaning liquid. The apparatus is used for practicing a method which comprises contacting a gas containing carbon dioxide to be cleaned with a gas-cleaning liquid containing an alkali agent, to thereby remove the acidic gas in the gas to be cleaned while cooling the gas.

[続葉有])

BEST AVAILABLE COPY



AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), ヨーロッパ特許  
(AT, BE, CH, CY, DE, DK, ES, FI, FR, GB, GR, IE, IT,  
LU, MC, NL, PT, SE), OAPI 特許 (BF, BJ, CF, CG, CI,  
CM, GA, GN, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

2文字コード及び他の略語については、定期発行される  
各PCTガゼットの巻頭に掲載されている「コードと略語  
のガイダンスノート」を参照。

添付公開書類:

— 国際調査報告書

---

(57) 要約:

本発明は、炭酸ガスを含む被洗浄ガスをアルカリ剤を含むガス洗浄液と接触させて被洗浄ガスを冷却すると共に被洗浄ガス中の酸性ガスを除去する酸性ガス洗浄装置及び方法に関するものであり、炭酸ガスを含む被洗浄ガスとアルカリ剤を含むガス洗浄液とを接触させて被洗浄ガス中の酸性ガスを除去するガス洗浄器（A）と、ガス洗浄液（40）および被洗浄ガス（30）とは成分の異なる再生用ガス（35b）を接触させることによってガス洗浄液を再生および冷却する洗浄液再生器（B）と、ガス洗浄器（A）と洗浄液再生器（B）との間に配置され洗浄液を循環させる循環手段とを備えた。

## 明 細 書

## 酸性ガス洗浄装置及び方法

## 技術分野

本発明は酸性ガス洗浄装置及び方法に係り、特に炭酸ガスを含む被洗浄ガスをアルカリ剤を含むガス洗浄液と接触させて被洗浄ガスを冷却すると共に被洗浄ガス中の酸性ガスを除去する酸性ガス洗浄装置及び方法に関するものである。

## 背景技術

可燃性廃棄物を燃焼したりガス化した場合、その燃焼ガスや生成ガス（以下、被洗浄ガスと云う）中には塩化水素、硫黄酸化物、窒素酸化物、硫化水素等の酸性ガスが含まれる。多くの場合、これらの酸性ガスは被洗浄ガス中に ppmオーダーと極微量しか含まれないことが多いが、極微量であっても人体に対して毒性があるばかりでなく、ガス処理設備に対する腐食性や様々な触媒に対して被毒性を有するため、除去が必要である。

酸性ガスを除去する手段としては、固体や液体のアルカリ剤と接触させて中和吸収処理する方法が一般的である。被洗浄ガスとアルカリ溶液を接触させる湿式スクラバ方式においては、アルカリ溶液の pH を高く維持すればするほど酸性ガスの吸収除去性能が高まるが、可燃性廃棄物を燃焼したりガス化して得られた燃焼ガスや生成ガス中には多くの場合炭酸ガスが含まれており、その濃度は数%から十数%以上と前記酸性ガスの濃度が数 ppm であることに比べて格段に高い。そのため、酸性ガ

スをアルカリ剤で中和処理する場合、この炭酸ガスがアルカリ剤と反応してアルカリ剤を消費してしまうため、酸性ガス除去に十分なpHを維持するには大量のアルカリ剤が必要となることから、従来は経済的な理由から酸性ガスの吸収除去性能を犠牲にせざるを得なかった。

湿式スクラバ方式では、被洗浄ガスと洗浄液との間で熱交換が行われるので、高温の被洗浄ガスを洗浄する場合には洗浄液の冷却が必要であるが、大気圧で運転される湿式スクラバで高温の被洗浄ガスを洗浄する場合、被洗浄ガスから洗浄液が回収した熱は100℃以下の低温熱であり、殆どの場合には冷却塔等で大気に放散させ、有効に利用されることはなかった。

近年、焼却炉からのダイオキシン発生が社会問題となっているが、ダイオキシン発生原因の大きなものとしては250℃～500℃の温度域における焼却飛灰を触媒としたダイオキシンの再合成反応と言われている。従って、今後はダイオキシンの再合成温度以上の温度からガスを急冷するシステムの普及が見込まれ、この急冷システムとして湿式スクラバ方式が採用される可能性が高く、その場合より多くの低温排熱が発生することになるので、低温排熱を有効に利用できる手段が望まれている。

一方、ダイオキシン問題や埋め立て地の不足といった問題から、可燃性廃棄物の処理方法として廃棄物を熱分解、ガス化し、発生したガスと飛灰を高温溶融炉に供給しスラグ化するガス化溶融システムが普及しつつあるが、ガス化溶融システムにおいては部分燃焼用酸素の希釈剤として蒸気、炭酸ガス等のガスが必要となる。

特にガス化炉として流動床を用いる場合は、流動化を維持する目的で、ある一定量以上の流動化ガスを供給する必要があるが、流動化ガスが酸化剤を兼ねていることから、流動化ガスとして空気を用い、発熱量の高

い可燃性廃棄物を原料とする場合など、流動化を維持するための最低限の空気供給量でも酸素が過剰になる場合があり、流動化ガスの酸素濃度調整剤としてのガスが必要な場合がある。

また、近年可燃性廃棄物を完全燃焼させずガス化して、燃料ガスとして利用しようという試みがなされており、ガス化のためのガス化剤、即ち水素原子、酸素原子の供給源としての水蒸気、炭酸ガスの需要が高まりつつある。また近年、こうして得られた燃料ガスを更に精製して水素を製造し、燃料電池に供給して発電しようという試みがなされており、燃料ガス中の炭酸ガスや窒素ガスの混入量が多くなると、精製する際の消費動力も増大することから、生成ガス中の炭酸ガスや窒素ガスの混入量を如何に減らすかが重要な課題になりつつある。

湿式スクラバの低温排熱は大量に発生するので、地域熱供給等の負荷がある場合は有効に利用できるが、一般に廃棄物の焼却施設は住宅地域からは離れたところに位置していることが多く、有効な熱利用先がないことから、わざわざ焼却施設に隣接して温水プールや温室を作って低温廃熱を利用しているというのが実状である。

その一方で、ガス処理においては年を追う毎に高度処理を要求されるため、前述のような酸素ガスの希釈用ガスとして上質の蒸気を流用する、といったようにエネルギー消費量は増加しつつあるという現実がある。

## 発明の開示

本発明は、上述の状況に鑑みなされたもので、湿式スクラバの低温排熱を有効に利用して、水蒸気や炭酸ガスを発生させることによって、エネルギー効率を高めるだけでなく、湿式スクラバの酸性ガス除去性能を飛躍的に向上させることができる酸性ガス洗浄装置及び方法を提供する

ことを目的とするものである。

また、本発明は、上記酸性ガス洗浄装置とガス化装置とを組み合わせた可燃物のガス化システムおよび上記酸性ガス洗浄装置と焼却装置とを組み合わせた可燃物の焼却システム、そして上記可燃物のガス化システムと燃料電池発電システムとを組み合わせた可燃物のガス化燃料電池発電システムを提供することを目的とする。

上述の目的を達成するため、本発明による酸性ガス洗浄装置は、被洗浄ガスとアルカリ溶液とを接触させるガス洗浄器と、アルカリ溶液の冷却機能とアルカリ再生機能を有する再生器にて構成される。

本発明の酸性ガス洗浄方法は、炭酸ガスを含む被洗浄ガスをアルカリ剤を含むガス洗浄液と接触させて該被洗浄ガス中の酸性ガスを除去する方法であって、前記ガス洗浄液を前記被洗浄ガスとは成分の異なる再生用ガスと接触させることによって再生し、再生したガス洗浄液を前記炭酸ガスを含む被洗浄ガスの洗浄液として用いることを特徴とするものである。

ガス洗浄器に供給された被洗浄ガスはアルカリ溶液である洗浄液と対向流で接触し、被洗浄ガス中の酸性ガスと共に炭酸ガスが洗浄液中に吸収される。被洗浄ガス中のダスト成分も洗浄液に取り込まれ、被洗浄ガスはアルカリ溶液への溶解度が小さい酸素、一酸化炭素、水素、飽和状態の水蒸気、そしてアルカリ溶液中に溶解できなかつた炭酸ガスを主成分とした清浄なガスになる。

酸性ガスと炭酸ガスを吸収したアルカリ洗浄液は再生器に送られ、再生器内で被洗浄ガスとは成分の異なる再生用ガス、例えば空気と接触し、再生器内の温度における飽和水蒸気圧まで蒸気を発生する。

飽和水蒸気圧は表 1 に示すとおりである。

【表 1】

運転温度と飽和水蒸気圧力

	単位							
温 度	℃	60	80	90	95	150	200	250
飽和水蒸気圧	bar	0.20	0.47	0.70	0.85	4.80	15.50	40.00

例えば、再生器が大気圧（約 0.1 MPa (1 bar)）、80℃で運転された場合、再生器から排出される再生器オフガスには 47%の水蒸気が同伴する。なお、この蒸発の際、洗浄液は蒸発潜熱を奪われ冷却される。もちろん再生用ガスが再生器内の飽和水蒸気圧以上の水蒸気を同伴しているような場合は、再生器での水分蒸発はなく、再生器での洗浄液冷却は行われない。

また、再生用ガスとして炭酸ガスを含有しないガスを用いたり、ガス洗浄器に比べて再生器の運転圧力を低くすると、再生器内気相部の炭酸ガス分圧の差により再生器内でアルカリ洗浄液から炭酸ガスが脱離放出される。炭酸ガスが放出されることによってアルカリ洗浄液の pH は上昇し、再びアルカリ洗浄液としての酸性ガス吸収能が回復する。

水蒸気と脱離炭酸ガスを同伴した再生器オフガスは、前述した可燃物のガス化のためのガス化剤や酸化剤希釈用ガスとして用いることができる。また再生用ガスとして空気や酸素を用いた場合は、再生器オフガスをそのまま酸化剤・ガス化剤の混合ガスとして利用することができる。

再生器にて酸性ガス吸収機能を回復したアルカリ洗浄液は再びガス洗浄器に送られる。再生用ガスとして空気を用いた場合等、再生器において洗浄液からの水分蒸発が生じる場合、また洗浄液の一部を常時ブローする場合は、ガス洗浄液の補給が必要である。この補給液は循環してい

る洗浄液に比べて清浄な液を用いるべきであるので、補給用のアルカリ剤と共にガス洗浄器最上部、即ち被洗浄ガスの流れの最下流に供給し、ガス洗浄効果を高めるようにするのが好ましい。

ガス洗浄に伴い、ガス洗浄液中に酸性ガスの吸収反応で生じた塩類が徐々に濃縮してくるので、濃縮防止のために適宜ブローする必要がある。また被洗浄ガスの水蒸気同伴割合が高く、洗浄液量が増加してくる場合にも、洗浄液をブローする必要があるが、そのままブローするとアルカリ剤も同伴して排出されるので、濃縮してから廃棄する等の注意が必要である。

できるだけ洗浄液のアルカリ再生度を高めて、ガス洗浄効果を高めるためには再生器を、例えばシリーズ（直列）で多段に設けることも有効である。なぜなら化学反応を連続的に行わせる場合、同じ反応時間であれば、1つの完全混合反応器で行うよりも多段の反応器で系列的に行う方が反応率は高いからである。被洗浄ガスと洗浄液が対向流で接触する場合は、多段の再生器を用いるのと同様の効果はあるが、洗浄液の流れ方向での混合がどうしても避けられないので、多段の再生器を用いる場合に比べてアルカリ再生度は低い。

ガス組成の異なる複数種類のガスを再生用ガスとして利用できる場合には、それぞれの再生用ガスに対応する独立した再生器を設けることによって個々の再生器が目的別の再生器として機能する。また、それぞれの再生器を、順番を工夫して系列的に用いることによってより高度な再生が可能になる。

また、本発明による酸性ガス洗浄装置はガス洗浄器及び洗浄液再生器をそれぞれ2段に分けることもできる。即ち、被洗浄ガスと、第1のアルカリ剤を含む第1ガス洗浄液とを対向流で接触させる第1ガス洗浄部



と、第 1 ガス洗浄部を出た被洗浄ガスと第 2 のアルカリ剤を含む第 2 ガス洗浄液とを対向流で接触させる第 2 ガス洗浄部と、被洗浄ガスとは成分の異なる第 1 の再生用ガスと第 1 ガス洗浄液とを接触させる第 1 洗浄液再生器と、被洗浄ガスとは成分の異なる第 2 の再生用ガスと第 2 ガス洗浄液とを接触させる第 2 洗浄液再生器と、前記第 1 ガス洗浄部と第 1 洗浄液再生器との間に配置され第 1 洗浄液を循環させる循環手段と、前記第 2 ガス洗浄部と第 2 洗浄液再生器との間に配置され第 2 洗浄液を循環させる循環手段によって構成することもできる。

#### 図面の簡単な説明

図 1 は本発明の基本的な実施例を示した図である。

図 2 は本発明の機器構成を簡素化した改良型実施例を示す図である。

図 3 は本発明の基本的な実施例で、再生器を 2 段に設けた場合の実施例を示した図である。

図 4 は本発明の再生器を 2 段に設けた場合の改良型実施例を示す図である。

図 5 は本発明を利用した可燃物のガス化システムの第 1 の実施例を示す図である。

図 6 は本発明を利用した可燃物のガス化システムで再生器を 2 段に設けた場合の実施例を示す図である。

図 7 は本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 1 実施例を示す図である。

図 8 は本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 2 実施例を示す図である。

図 9 は本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 2

実施例における、本発明の第 1 具体的実施形態を示す図である。

図 1 0 は本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 2 実施例における、本発明の第 2 の具体的実施形態を示す図である。

図 1 1 は本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 3 実施例を示す図である。

図 1 2 は本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 3 実施例における、本発明の具体的実施形態を示す図である。

図 1 3 は本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 2 実施例における、本発明の第 3 の具体的実施形態を示す図である。

図 1 4 は本発明の基本的な実施例で、洗浄器及び再生器をそれぞれ 2 段に設けた場合の実施例を示した図である。

図 1 5 は本発明の第 3 実施例で、洗浄器及び再生器をそれぞれ 2 段に設けた場合の具体的な実施形態を示す図である。

図 1 6 は本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 4 実施例を示す図である。

図 1 7 は本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 4 実施例における、ガス化工程の典型的な実施形態を示す図である。

図 1 8 は本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 4 実施例における、原料フィーダの構成図である。

図 1 9 は本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 4 実施例における、原料フィーダのもう一例の構成図である。

図 2 0 は本発明を利用した可燃物のガス化燃料電池発電システムの第 5 実施例における、ガス化工程及び水素精製工程の典型的な実施形態を示す図である。

## 発明を実施するための最良の形態

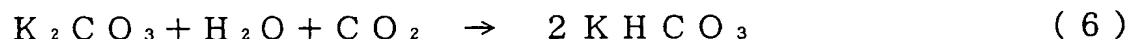
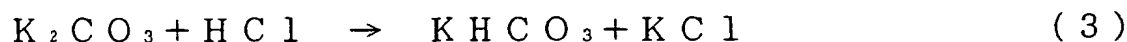
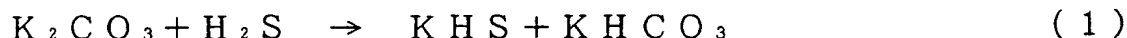
本発明の具体的な実施例を本発明の第 1 の実施形態である図 1 を用いて説明する。以下の図 1 乃至図 20 に示す実施例において、同一又は対応する部材又は要素は、同一の符号を付し、重複する説明が省略される。ガス洗浄器 A の下部から導入された被洗浄ガス 30 はガス洗浄器 A 内上方から供給されたアルカリ剤を含有するガス洗浄液 40 と接触し、冷却されると共に硫化水素、硫化カルボニル、塩化水素、硫黄酸化物、窒素酸化物、炭酸ガスといった酸性ガスやダストが除去される。

被洗浄ガスが都市ゴミ等塩素含有廃棄物の焼却排ガスである場合、被洗浄ガスのガス洗浄器 A への供給温度は通常 200℃前後であるが、この温度では 300℃前後、及び 470℃前後のダイオキシンの再合成温度域を経た後であるので被洗浄ガス中にダイオキシンを含む可能性が高く、洗浄液中にダイオキシンが移行し濃縮する可能性が高い。従って都市ゴミ等塩素含有廃棄物の焼却排ガス洗浄においては、ダイオキシンの再合成温度域を避ける目的から被洗浄ガス 30 のガス洗浄器 A への供給温度は 480℃以上、好ましくは 500℃以上とするのがよい。

被洗浄ガスが都市ゴミ等塩素含有廃棄物を熱分解ガス化して得られたガス化ガスである場合は、還元雰囲気であるためダイオキシンの再合成の恐れは格段に小さくなるため、200℃程度の温度でガス洗浄器 A に供給しても良いが、やはり好ましくは 300℃以上、より好ましくは 350℃以上、更に好ましくは 500℃以上で供給するのが良い。

洗浄液に供給するアルカリ剤としては有機アルカリと無機アルカリのいずれでもよいが、熱的安定性の面から無機アルカリ化合物を使用するのがよい。特に水酸化ナトリウムや水酸化カリウムといったアルカリ金属の水酸化物が望ましい。また、炭酸ナトリウムや炭酸カリウムとい

ったアルカリ金属の炭酸塩で供給しても良い。一例としてアルカリ剤として  $K_2CO_3$  を用いた場合のガス洗浄器における吸収反応式を以下に示す。



上記吸収反応が放熱反応なので、用いる洗浄液の温度は低いほど有利である。例えば、ガス圧力が常圧（1気圧）の場合、ガス洗浄器Aへの洗浄液入口温度  $T_{LAI}$  は  $100^\circ\text{C}$  以下であればよいが、被洗浄ガスから持ち込まれた水蒸気なるべく凝縮して、気相中の炭酸ガス分圧が高く維持され、できるだけ多くの炭酸ガスが洗浄液側へ吸収されるように  $80^\circ\text{C}$  以下にするのが好ましく、さらには  $60 \sim 75^\circ\text{C}$  の温度範囲であることが好ましい。

ガス洗浄器A下部での洗浄液温度  $T_{LAE}$  は、被洗浄ガスによって加熱されるので当然ながら前記上部での洗浄液温度より高くなるが、 $T_{LAE}$  と  $T_{LAI}$  との温度差を  $20^\circ\text{C}$  以下、好ましくは  $10^\circ\text{C}$  以下にするのがよい。この温度差に制約を設けるのは、 $T_{LAE}$  が高温になりすぎると、せっかく吸収した炭酸ガスをガス洗浄器A下部において再び脱離させてしまい、ガス洗浄器Aでの炭酸ガス吸収性能が低下してしまうからである。該温度差の制御は洗浄液の循環量を調整することによって行う。ガス洗浄器A下部においては被洗浄ガス30中に含まれていた水蒸気が洗浄液との接触による急冷却に伴い凝縮し、上部に向って温度降下のためさらに凝縮

するので、吸収塔における $\text{CO}_2$ の吸収が進んでも $\text{CO}_2$ 分圧の低下は小さく、 $\text{CO}_2$ 分圧は高く維持される。そのため洗浄液の $\text{CO}_2$ に対する吸収駆動力は高く維持され、吸収効果が高まる。

このように、ガス洗浄器Aでガス中水蒸気を凝縮させることによって、水蒸気の潜熱が回収されるのみでなく、ガス洗浄器Aでの $\text{CO}_2$ 吸収効果を高めることができるので、ガス洗浄器Aへの洗浄液入口温度 $T_{LAI}$ 、および下部洗浄液温度 $T_{LAE}$ 、および $T_{LAE}$ と $T_{LAI}$ との温度差を適正な範囲に保つことは重要である。また以上のことから分かるように被洗浄ガス30の組成としては、炭酸ガス含有率が一定である場合は水蒸気の含有率が高いほど、即ち乾ガス中の炭酸ガス割合が高いほど本発明によるガス洗浄器における $\text{CO}_2$ の吸収条件が有利になる。

洗浄された被洗浄ガス30は更に洗浄液の補給用に供給される比較的清澄な補給液45aに補充用のアルカリ剤46を供給した補給洗浄液41aで更に浄化され、ミストセパレータ6aでミストを除去された後、クリーンな洗浄後ガス31となる。被洗浄ガス30が焼却排ガスの場合、洗浄後ガス31は冷却して凝結水を除去する等の白煙防止対策を施した後そのまま大気放出することができるし、被洗浄ガス30が可燃ガス成分を含む有用なガスである場合は洗浄後ガス31を燃料ガス等様々な用途に利用することができる。

被洗浄ガスと洗浄液の接触効率を高めるためには、液側の接ガス表面積を高め、かつガス洗浄器Aの内部ガス流路全面にわたって洗浄液が行き渡るよう、スプレー方式で洗浄液を供給するのが望ましいが、洗浄液の供給には特別な手段を使わず、ガス洗浄器Aの内部に接触促進用充填材5aを充填して気液接触効率を高めてもよい。もちろんスプレー方式で洗浄液を供給して、かつ接触促進用充填材を使用すればなお好ましい。

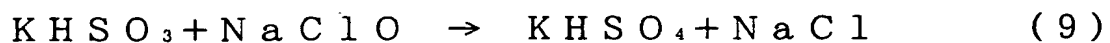
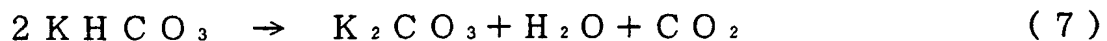
ガス洗浄器 A の下部から引き抜かれた洗浄液 40 a は、循環ポンプ 4 a により再生器 B へ供給される。被洗浄ガス中にダストが含まれている場合は、ガス洗浄器からの洗浄液を引き抜く際に極力ダストを同伴しないような工夫が必要であり、例えば洗浄液をガス洗浄器 A の下部側面から引き抜き、ガス洗浄器 A の鉛直下方にはダスト等固形分を沈殿分離させる沈殿槽 8 を設けるのがよい。但し、被洗浄ガス 30 の含塵濃度が高く、ガス洗浄器 A へ流入するダスト負荷が大き過ぎる場合は、ガス洗浄器 A の上流にサイクロンやバグフィルター、セラミックフィルターといった乾式集塵器 7 を設け、ガス洗浄器へのダスト負荷を軽減するのが好ましい。

再生器 B には再生器下部より再生用ガス 35 b が供給され、ガス洗浄器 A と同様に洗浄液との気液接触が行われる。再生用ガス 35 b は洗浄液と熱交換を行うと共に、洗浄液中に溶存していた被洗浄ガス中の各種ガス成分及び水蒸気を、再生器 B の出口ガス温度における気液平衡状態、即ち飽和状態を保つように放出し、それらのガスを同伴して、再生器オフガス 36 b として排出される。再生用ガス 35 b は洗浄液と接触した後、補給洗浄液 41 b で更に浄化される。また、再生器オフガス 36 b 中のミストはミストセパレータ 6 b で除去される。再生器オフガス 36 b は大量の水蒸気を同伴しているので、例えば再生器における蒸発量が多く、洗浄液が減少傾向にあるような場合は、必要に応じて冷却器を設け水蒸気を凝縮させて、その凝縮水を洗浄液として再利用しても良い。もちろんこの凝縮水は洗浄液に比べるとはるかに清澄なので、補給液 45 a として利用しても良い。

再生器 B 内では洗浄水（洗浄液）から水蒸気、炭酸ガスが脱離・放出される。再生器 B 内での再生ガスの滞留時間が十分にあれば、水蒸気は

再生器 B の運転温度における飽和濃度に達するまで蒸発し、乾ガス成分としてはアルカリ性の洗浄水（洗浄液）に溶存している被洗浄ガス成分が再生器 B 中を流れる再生用ガスとの脱離・吸収平衡濃度に達するまで脱離放出される。再生器 B 内で脱離放出する乾ガスの主成分は炭酸ガスであり、炭酸ガスの放出によって洗浄液の pH は急激に回復するので、洗浄液中に吸収していた酸性ガスまでもが脱離・放出されることはほとんど無い。

再生器 B におけるアルカリ再生反応式を（7）式に示す。また、吸収した酸性ガスの脱離を防止するために洗浄液に酸化剤を注入して硫黄化合物等の還元性物質を酸化することができる。酸化剤としては次亜塩素酸ソーダや二酸化塩素などの塩素系酸化剤、次亜臭素酸ソーダ等の臭素系酸化剤、過酸化水素やオゾン等の活性酸素系酸化剤などを用いることができる。酸化剤として、次亜塩素酸ソーダ（NaClO）を用いた場合の反応式を（8）～（10）式に示す。



再生器 B 内で洗浄液から水分が蒸発することによって洗浄液は蒸発潜熱を奪われ、冷却される。

また、再生器 B 内で洗浄水（洗浄液）から炭酸ガスが脱離放出されることによって、炭酸ガスと結合していた洗浄液中のアルカリ剤が再び解放され、洗浄液のアルカリ度が回復するので、洗浄液中に溶存している硫化水素、硫化カルボニル、塩化水素、硫黄酸化物、窒素酸化物といった酸性ガス成分の再生器 B 内での放出が抑制できるし、アルカリ度が回

復した洗浄液を再びガス洗浄器 A に循環させることによって、アルカリ剤の循環利用が図れる。

再生器 B へ導入する再生用ガス 35b としては、ガス状のものであればどんな成分のガスでも良いが、目的に応じて主に空気、酸素、窒素、アルゴン、水蒸気、水素、一酸化炭素、二酸化炭素、及びそれらの混合ガスを選定して使用する。再生用ガスの選定に際しては、原則として再生器で脱離させようとするガス成分の分圧ができるだけ低いガスを選定するのがよい。例えば、炭酸ガスの脱離を目的とする場合はできるだけ炭酸ガス含有割合の低いガスを選定するのがよく、洗浄液の冷却を目的としたり、蒸気回収量を多くしたいときは、できるだけ水蒸気含有割合の低いガスを選定するのがよい。また再生器オフガスをガス化工程に供給する場合はできるだけ酸素濃度の高いガスを用いるのが良い。

再生器 B の下部に滞留する洗浄液の温度  $T_{LBE}$  は目的に応じて任意に設定できる。この  $T_{LBE}$  の温度制御は再生用ガス 35b の流量、温度、湿度および洗浄液の循環流量によって定まるが、通常は再生用ガス 35b の流量、温度、湿度が一定である場合は、洗浄液流量を制御することによって  $T_{LBE}$  の温度制御が行われる。飽和水蒸気の発生量や、炭酸ガスの脱離放出量を多くしたい場合は  $T_{LBE}$  をできるだけ高く保つのが良いが、水蒸気発生に伴って潜熱を奪われるので、 $T_{LBE}$  は  $T_{LBI}$  (再生器 B への洗浄液入口温度) よりも低下する。従って、 $T_{LBE}$  を望ましい  $T_{LAI}$  に合致させるため、必要に応じて再生器下部に熱交換器を設け、加熱もしくは冷却してもよい。

前述のように再生用ガス 35b による洗浄液の冷却は、顕熱の直接熱交換と再生器オフガス 36b に同伴する蒸気の蒸発潜熱が洗浄液から奪われることによってなされるが、この冷却能力がガス洗浄器 A で被洗浄



ガス 30 から回収する熱量を上回る場合には、洗浄液の循環流量の調整のみで  $T_{LBE}$  の温度制御は可能であるが、前記冷却能力がガス洗浄器 A で被洗浄ガス 30 から回収する熱量よりも小さい場合は、再生器 B 以外にも別途洗浄液を冷却する手段が必要になる。

ガス洗浄器 A から洗浄液を再生器 B へ供給する場合、好ましくは気液分離器 3 a を設け、そこで洗浄液中に溶解せず混入している被洗浄ガス成分をできるだけ除去しておくのがよい。特に被洗浄ガスが可燃性のガスで、再生用ガスが酸素含有ガスであるような場合は、爆発事故防止のために気液分離器の機能は特に重要である。

気液分離器 3 a で分離されたガス成分は被洗浄ガス成分とほぼ同様の成分を持つガスであるが、ガス洗浄器 A から気液分離器 3 a に流入する洗浄水（洗浄液）は、洗浄水（洗浄液）の循環経路中、炭酸ガスの溶け込みによって pH が最も低下しているところであり、洗浄液中に吸収された酸性ガスが放出されやすいので、ガス洗浄器 A 内の被洗浄ガス流れの最上流部に戻し、再洗浄するのがよい。

再生器 B で炭酸ガスを放出し、水分を蒸発して冷却された洗浄水（洗浄液）は再びガス洗浄器 A に導入されるが、被洗浄ガス中にダストが含まれている場合は、洗浄液中に大量のダスト成分が同伴する場合があるので、再生器 B から洗浄液を引き抜く際にはガス洗浄器 A の場合と同様に極力ダストを同伴しないような工夫が必要である。

また再生器 B から洗浄液をガス洗浄器 A へ返送する場合も、好ましくは気液分離器 3 b を設け、そこで洗浄液中に溶解せず混入している再生用ガス成分をできるだけ除去しておくのがよい。特に被洗浄ガスが可燃性ガスで、再生用ガスが酸素含有ガスであるような場合は、酸素と可燃性ガスとの混合を防ぐ目的からこの気液分離器の機能が重要になる。

この気液分離器 3 b で分離されたガス成分は再生用ガス成分に、水蒸気と場合によってはごく少量の炭酸ガスが混入したものであるので、再生器 B から出る再生用ガスにそのまま混合することができる。

もちろん本発明におけるガス洗浄器 A と再生器 B の運転圧力は、適用するプロセスに応じて任意に選定することができるが、図 1 に示す実施例においては、再生器 B の気相部分の運転圧力 P b は、ガス洗浄器 A の気相部分の運転圧力 P a に依らず任意に設定できる機器構成となっている。再生器側の圧力が高ければ、再生器オフガス 3 6 b の有効利用を図る際に有利である。

逆に、再生器 B の気相部分の運転圧力をガス洗浄器 A の気相部分の圧力よりも低く設定するようにすれば、再生用ガスの用途は限られるが、ガス洗浄器 A と再生器 B それぞれの気相部分の炭酸ガス分圧差が大きくなるので、再生器 B の出口ガス温度が同じであれば、炭酸ガス放出量が多くなり、アルカリ剤の再生機能が高まるというメリットがある。

ガス洗浄器 A へのアルカリ剤からなる補給液 4 5 a の供給量制御は、洗浄液の pH を計測して所定の値になるように行うが、適正に制御するためには、図 1 に示すようにガス洗浄器 A において、新規に補給したアルカリ剤 4 6 と流入した洗浄液が混合するようにし、その混合した直後の洗浄液の pH を計測するのがよい。なぜなら、このようにすることによって補給したアルカリ剤の効果が直ちに確認できるので、制御遅れを最低限に抑えることができるからである。

洗浄液の pH の値は 7 から 14 以下、好ましくは 9 ～ 12、更に好ましくは 10 ～ 11 になるように調節するのがよい。

図 1 において、符号 10 a は補給液調節弁、15 a はアルカリ補充量調節弁、16 a および 16 b は気液分離器レベル調節弁、18 a および

18 bはレベル調節弁である。さらに符号70 a, 70 b, 71 a, 71 bはレベル調節計、73は流量調節計、75 aはpH調節計である。

図1に示した実施例はあくまでも本発明の1実施形態にすぎず、本発明の装置の設置場所が鉛直方向に十分な余裕のある場合は図2に示すようにガス洗浄器Aと気液分離器3 a、再生器Bと気液分離器3 bをそれぞれ一体化させて、洗浄液循環ポンプ等の機器点数を減らし、極力簡素化するのがよい。このような構成にすることによって、酸性ガス洗浄装置系内の洗浄液量制御も、再生器B内に滞留する洗浄液面レベルと洗浄液循環量を計測してガス洗浄器Aへの補給液供給量を制御するだけで済むので、非常に簡素になる。

図2において、ガス洗浄器Aに流入した被洗浄ガス30は先に説明した図1の場合と全く同様に、循環する洗浄液40、および補給液45 aにアルカリ剤46 aを添加した補給洗浄液41 aと接触し洗浄される。被洗浄ガス30と接触洗浄した後の洗浄液及び補給液は集液板11 aで集められ下部の気固液分離部A1に自然流下する。集液板11 aの下部に接続された流下管12 aの下端は気固液分離部A1に滞留している滞留水の底部近傍まであり、流下した洗浄液は滞留水の底部近傍に供給される。

気固液分離部A1にはせき13 aが設けられており、洗浄液は滞留液底部近傍に流入した後、上昇してせき13 aを越流し、ガス洗浄器Aから抜き出される。洗浄液中に含まれるSS（固形）成分は、この上昇流の際に流れに逆らって沈降するので固液分離が行われ、ガス洗浄器Aの底部から高濃度の廃液スラッジ9 aとして回収できる。またせき13 aの内側の滞留液面は常に穏やかに保たれるので、気体状のガスは洗浄液液面で速やかに気液分離される。

気固液分離部 A 1 における洗浄液の上昇速度が遅いほど、固液分離性能は高まるので好ましいが、必要となる装置断面積が大きくなるので、適切な範囲で設計する必要がある、通常は  $50 \text{ mm/s}$  以下、好ましくは  $10 \text{ mm/s}$  以下、更に好ましくは  $5 \text{ mm/s}$  以下とするのがよい。但し、コロイド状の SS 分は沈殿処理で分離することができないので、このような SS 分が多い場合は、洗浄液の一部を分離膜やろ材でろ過処理するなど、沈殿分離手段とは異なる洗浄水（洗浄液）からの固形分除去手段が必要となる。

固液分離効果を高めるために、SS 成分を凝集させる目的で無機系もしくは有機・高分子系の凝集剤等を使用しても良い。また、SS 負荷が高過ぎたり、容易に沈殿方式により固液分離できない場合は、サイクロンやフィルター等の乾式集塵装置 7 をガス洗浄器 A の上流に設け、被洗浄ガスのダスト成分を除去しておくのが良い。

ガス洗浄器 A から抜き出された洗浄液は自然流下で再生器 B へ供給される。このとき十分な高低差がとれる場合は洗浄液をスプレー方式で再生器 B へ供給できるが、十分な高低差が取れず、循環水の圧力損失が許容できない場合は、特別な手段を用いることなく再生器 B 内に設置された接触促進用充填材の上部へ供給してもよい。

再生器 B の気層部圧力  $P_b$  [Pa] はガス洗浄器 A 内の気層部圧力  $P_a$  [Pa]、せき 13 a 越流後の滞留洗浄液面レベル  $H_a$  [m]、洗浄液の再生器 B の入口レベル  $H_{bi}$  [m]、洗浄液比重  $\rho$  [ $\text{kg/m}^3$ ]、及び重力加速度  $g$  [ $\text{m/s}^2$ ]、ガス洗浄器 A から再生器 B への洗浄液の圧力損失  $\Delta P_{ab}$  [Pa] を用いて以下のように表現される。

$$P_b = P_a + \rho \cdot g (H_a - H_{bi}) - \Delta P_{ab} \quad (11)$$

ほぼ常圧近辺で運転される都市ゴミ焼却炉の燃焼排ガスを処理する場

合には、 $P_a$ は大気圧から2～7 kPa、好ましくは3～6 kPa、さらに好ましくは4～5 kPa程度低く保持される。また $P_b$ は再生器オフガスの用途によって変わるが、再生器オフガスを流動床炉の流動化ガスとして用いる場合には、大気圧より20～50 kPa高く設定するのが好ましく、従って絶対圧で表現すると、 $P_a$ は94～99 kPa程度、 $P_b$ は121～151 kPaに設定される。もちろんガス化工程に流動床炉を用いない場合は流動化のための圧力を必要としないので、再生器オフガスをガス化工程のガス化剤として用いる場合であっても $P_b$ はガス化工程の運転圧力に供給管路での抵抗分の圧力を加えた圧力でよい。

再生器Bには、図1で説明した再生器と全く同様に目的に応じた成分の再生用ガス35bが供給され、洗浄液と接触して排出される。再生器Bの下部にはガス洗浄器Aと同様の気固液分離部B1が設けられており、再生用ガス35bと接触した後の洗浄液は集液板11bで集められ下部の気固液分離部B1に自然流下する。集液板11bの下部に接続された流下管12bの下端は気固液分離部B1に滞留している滞留水の底部近傍まであり、流下した洗浄液は滞留水の底部近傍に供給される。

気固液分離部B1にはせき13bが設けられており、洗浄液は滞留液底部近傍に流入した後、上昇してせき13bを越流し、再生器Bから抜き出される。洗浄液中に含まれるSS（固形）成分はこの上昇流の際に流れに逆らって沈降するので固液分離が行われ、再生器Bの底部から高濃度の廃液スラッジ9bとして回収できる。またせき13bの内側の滞留液面は常に穏やかに保たれるので、洗浄液中に混入していた気体状のガスは洗浄液液面で速やかに気液分離され、抜き出される洗浄液に伴伴することを防止できる。

ガス洗浄器Aと同様に再生器Bにおいても気固液分離部B1における

洗浄液の上昇速度が遅いほど、固液分離性能は高まるので好ましいが、必要となる装置断面積が大きくなるので、適切な範囲で設計する必要がある、通常は  $50 \text{ mm/s}$  以下、好ましくは  $10 \text{ mm/s}$  以下、更に好ましくは  $5 \text{ mm/s}$  以下とするのがよい。

固液分離効果を高めるために、SS成分を凝集させる目的で無機系もしくは有機・高分子系の凝集剤等を使用しても良い。また、SS負荷が高過ぎたり、容易に沈殿方式により固液分離できない場合は、サイクロンやフィルター等の乾式集塵装置を再生器Bの上流に設け、再生用ガスのダスト成分を除去しておくのが良いのはガス洗浄器Aと同様である。

再生用ガス35bがダストを含まないガスである場合は、再生器Bでの固液分離は必要なく、最下部からのスラッジ抜き出しが不要となる等、再生器Bの内部構造が簡素化できるが、気液分離機能は必要であり、液面を穏やかな状態に保つ目的から図2に示すような構造とするのが望ましい。

再生器Bから抜き出された洗浄液は洗浄液循環ポンプ4bでガス洗浄器Aに返送される。ここで洗浄液量を制御する方法は、まず再生器Bのせき13bを越流した後の洗浄液液面レベルを計測し、電気信号に変換する。そのレベル信号をレベル調節計70bに入力する。レベル調節計70bでは液面が所定の値になるように、洗浄液の補給が必要な場合は補給液調節弁10aを開け、廃液調節弁17aを閉める信号を出力し、洗浄液量が増加して、循環系内から排出する必要がある場合は補給液調節弁10aを閉め、廃液調節弁17aを開ける信号を出力する。

もちろん再生器Bに補給液を供給したり、廃液を排出しても良い。特に再生器内で反応沈殿物を生成するような場合は再生器Bからの廃液／スラッジ抜き出しは必要である。また、ガス洗浄器Aと同様に再生器B

においてもフレッシュな補給液を再生器内の再生用ガス流れの最下流側に供給することにより、再生器Bから排出された再生用ガスの洗浄効果も高まるので、該ガスの利用価値がより高まる。

再生器Bから補給液を供給したり、廃液を排出する場合は補給液調節弁10b、廃液調節弁17bにもレベル計70bからのレベル制御信号を、弁10a、17aと同様に作用させることによって、循環洗浄液量制御を行うことができる。図2において、符号5a、5bは接触促進用充填材である。また符号19は洗浄液循環流量調整弁、符号41bは補給洗浄液である。

図2に示す実施例のように自然流下方式にすることによってプロセスが簡素化し、制御系の数も減少し、システムの安定度が高まる。

図3は本発明の第2の実施形態で、アルカリ剤の再生を再生器Bおよび第2再生器Cの2段で行うことによってアルカリ剤の再生機能を更に高めた場合の実施例を示すものである。第1再生器Bまでの機能については図1の説明と同様である。第1再生器Bから抜き出された洗浄液は第2再生器Cへ供給される。第2再生器Cには、前述の再生器Bと全く同様に目的に応じた成分の再生用ガス35cが供給され、洗浄液と接触して、飽和蒸気と脱離炭酸ガスを伴って再生器オフガス36cとして系外へ排出される。第2再生器Cの構造は基本的に再生器Bと同様で、第2再生器Cから抜き出された洗浄液は再びガス洗浄器Aへ返送される。

図3において、符号10aは補給液調節弁、15aはアルカリ補充量調節弁、16a、16b、16cは気液分離器レベル調節弁、18a、18b、18cはレベル調節弁である。さらに符号70a、70b、70c、71a、71b、71cはレベル調節計、73は流量調節計、75aはpH調節計である。

図 3 に示した実施例はあくまでも本発明の 1 つの実施形態にすぎず、本発明の装置の設置場所が鉛直方向に十分な余裕のある場合は図 4 に示すようにガス洗浄器 A と気液分離器 3 a、再生器 B と気液分離器 3 b、および再生器 C と気液分離器 3 c をそれぞれ一体化させて、洗浄液循環ポンプ等の機器点数を減らし、極力簡素化するのがよい。

図 4 において再生器 B から抜き出された洗浄液は自然流下で第 2 再生器 C へ供給される。この場合も第 1 再生器 B 内の洗浄液液面レベルと、第 2 再生器の洗浄液供給レベルに十分な高低差がとれる場合は、洗浄液をスプレー方式で第 2 再生器 C へ供給できるが、十分な高低差が取れず、循環水の圧力損失が許容できない場合は特別な手段を用いることなく第 2 再生器 C 内に設置された接触促進用充填材 5 c の上部へ供給してもよい。

第 2 再生器 C の気層部圧力  $P_c$  [Pa] は、第 1 再生器 B 内の気層部圧力  $P_b$  [Pa]、せき 1 3 b 越流後の滞留洗浄液面レベル  $H_b$  [m]、洗浄液の第 2 再生器 C 入口レベル  $H_{ci}$  [m]、洗浄液比重  $\rho$  [kg/m<sup>3</sup>]、及び重力加速度  $g$  [m/s<sup>2</sup>]、再生器 B から第 2 再生器 C への洗浄液の圧力損失  $\Delta P_{bc}$  [Pa] を用いて以下のように表現される。

$$P_c = P_b + \rho g (H_b - H_{ci}) - \Delta P_{bc} \quad (12)$$

第 2 再生器 C には、前述の再生器 B と全く同様に目的に応じた成分の再生用ガス 3 5 c が供給され、洗浄液と接触して排出される。第 2 再生器 C の構造は基本的に再生器 B と同様で、下部には気固液分離部 C 1 が設けられており、再生用ガス 3 5 c と接触した後の洗浄液は集液板 1 1 c で集められ下部の気固液分離部 C 1 に自然流下する。集液板 1 1 c の下部に接続された流下管 1 2 c の下端は気固液分離部 C 1 に滞留している滞留水の底部近傍まであり、流下した洗浄液は滞留している洗浄液の



底部近傍に供給される。

気固液分離部 C 1 にはせき 13 c が設けられており、洗浄液は滞留液底部近傍に流入した後、上昇してせき 13 c を越流し、第 2 再生器 C から抜き出される。洗浄液中に含まれる S S (固形) 成分はこの上昇流の際に流れに逆らって沈降するので固液分離が行われ、第 2 再生器 C の底部から高濃度スラッジ 9 c として回収できる。またせき 13 c の内側の滞留液面は常に穏やかに保たれるので、気体状のガスは洗浄液液面で速やかに気液分離され、抜き出される洗浄液に同伴することを防止できる。

第 1 再生器 B と同様に第 2 再生器 C においても気固液分離部 C 1 における洗浄液の上昇速度が遅いほど、固液分離性能は高まるので好ましいが、必要となる装置断面積が大きくなるので、適切な範囲で設計する必要がある、通常は  $50 \text{ mm/s}$  以下、好ましくは  $10 \text{ mm/s}$  以下、更に好ましくは  $5 \text{ mm/s}$  以下とするのがよい。固液分離効果を高めるために、S S 成分を凝集させる目的で無機系もしくは有機・高分子系の凝集剤等を使用しても良い。但し、コロイド状の S S 分は沈殿処理で分離することができないので、このような S S 分が多い場合は、洗浄液の一部を分離膜やろ材でろ過処理するなど、沈殿分離手段とは異なる洗浄水 (洗浄液) からの固形分除去手段が必要となるのは第 1 再生器 B と同様である。

再生用ガス 35 c がダストを含まないガスである場合は、第 2 再生器 C での固液分離は必要なく、最下部からのスラッジ抜き出しが不要となる等、第 2 再生器 C の内部構造が簡素化できるが、気液分離機能は必要であり、液面を穏やかな状態に保つ目的からガス洗浄器 A や第 1 再生器 B と同様の構造とするのが望ましい。

第 2 再生器 C から抜き出された洗浄液は洗浄液循環ポンプで再びガス

洗浄器 A に供給される。ここで洗浄液量を制御する方法は、まず第 2 再生器 C のせき 13 c を越流した後の洗浄液液面レベルを計測し、電気信号に変換する。そのレベル信号をレベル調節計 70 c に入力する。レベル調節計 70 c では液面が所定の値になるように、洗浄液の補給が必要な場合は補給液調節弁 10 a, 10 b, 10 c を開け、廃液調節弁 17 a, 17 b, 17 c を閉める信号を出力する。洗浄液量が増加し、循環系内から排出する必要がある場合は補給液調節弁 10 a, 10 b, 10 c を閉め、廃液調節弁 17 a, 17 b, 17 c を開ける信号を出力する。図 4 において、符号 6 c はミストセパレータであり、符号 36 b, 36 c はそれぞれ再生器オフガスである。また符号 41 c は補給洗浄液である。

以上に記した第 1、第 2 再生器と同様に、再生器を 3 段以上系列的につなげて採用することも当然ながら可能である。

図 5 は本発明の酸性ガス除去装置を用いた可燃物のガス化システムの実施例を示したものである。本実施例は、加熱されると酸性ガスを発生させる可燃物 1 をガス化工程 110 でガス化した後、熱回収工程 120 に導き、熱回収を行った後、ガス洗浄器 A で洗浄するシステムであり、ガス化工程への酸化剤ガスをアルカリ再生器 B の再生ガスとして用いた実施例である。ガス化工程 110 は低温ガス化炉 112 と高温ガス化炉 114 とを用いた 2 段ガス化工程からなる。熱回収工程 120 は高温熱交換器 121 と熱回収ボイラ 122 とからなる。ガス化工程用酸化剤 50 が再生器 B に再生ガスとして供給され、再生器オフガス 36 b 中には再生ガス成分にプラスして飽和水蒸気と、脱離した炭酸ガスが含まれており、それらがガス化工程においてガス化剤として機能するのである。酸化剤としては通常空気、酸素富化空気、高濃度酸素、純酸素などが用

いられるが、もちろん酸素を含有しているガスであればどのようなガスでも良い。

再生器オフガス 36b は、ガス化工程後の高温の生成ガスと熱交換して加熱するのが良く、本実施例においては被加熱側媒体を 500℃以上の温度に加熱する高温熱交換器 121 に導き、500℃以上、好ましくは 600℃以上、更に好ましくは 700℃以上に加熱して加熱オフガス 37 としてガス化炉に供給している。また本実施例のようにガス化工程が複数の炉で構成されており、かつ各々の炉へ供給する酸化剤の適正酸素濃度が異なるような場合は、加熱オフガスに酸化剤を供給して酸素濃度を調整するのが良い。本実施例では高温ガス化炉 114 に供給する加熱オフガス 37 に酸化剤 50 を供給している。

図 6 は本発明の酸性ガス除去装置を用いた可燃物ガス化システムの第 2 の実施例を示したものである。本実施例においては、再生器が 2 段（第 1 再生器 B および第 2 再生器 C）の酸性ガス除去装置を利用している。図 5 と同様、加熱されると酸性ガスを発生させる可燃物 1 をガス化工程 110 でガス化した後、熱回収工程 120 に導き、熱回収を行った後、ガス洗浄器 A で洗浄する。ガス化工程用酸化剤 50 を、いったん第 1 再生器 B の再生ガスとして用い、再生器オフガス 36b を高温熱交換器 121 に導き、500℃以上、好ましくは 600℃以上、更に好ましくは 700℃以上に加熱し、加熱オフガス 37 とした後、ガス化工程へ酸化剤とガス化剤の混合ガスとして供給する。酸化剤 50 としては通常空気、酸素富化空気、高濃度酸素、純酸素などが用いられるが、もちろん酸素を含有しているガスであればどのようなガスでも良い。

図 5、図 6 の実施例ともに、ガス化工程用の酸化剤を再生用ガスとして用い、ガス洗浄液を冷却するとともに、再生器オフガス 36b は洗浄

液から放出された水蒸気と炭酸ガスで酸素が希釈されているので、そのまま高温熱交換器 1 2 1 に導いても酸化による材料腐食の程度を軽減でき、また高温熱交換器 1 2 1 で加熱されることによって再生器オフガス中の飽和水蒸気は過熱蒸気となり、蒸気の凝縮によるドレンアタックを防止できるばかりでなく、貴重な高温顕熱を回収してガス化工程 1 1 0 に供給することで冷ガス効率も向上させることができる。

特に図 6 の実施例においては、第 2 再生器 C 用の再生ガス 3 5 c はどのようなガスでも良く、目的に応じ、最も安価で容易に利用できるガスであればよいので、適用範囲が広い。

図 7 は本発明を可燃物のガス化燃料電池発電プロセスに適用した際の実施例である。可燃性廃棄物等の原料（可燃物）1 がガス化工程に 1 1 0 に供給され、そこで発生した高温生成ガスは熱回収工程 1 2 0 に送られて顕熱を回収され 2 0 0 °C、好ましくは 3 5 0 °C、更に好ましくは 5 0 0 °C にまで降温される。回収された顕熱は蒸気を発生したりガス化剤の加熱に用いられる。降温された 5 0 0 °C の生成ガスは生成ガス前処理工程 1 3 0 における本発明のガス洗浄器 A に導かれ、酸性ガスを除去されると共に 6 0 °C ～ 9 0 °C にまで冷却される。なお、生成ガス中に含まれるダスト量や成分が、ガス洗浄器の性能に対して特に悪影響を及ぼすような場合は、ガス洗浄器の上流にサイクロンやフィルター方式の乾式集塵器を設け、脱塵した後にガス洗浄器 A に導くようにするのがよい。

図 7 におけるガス化工程 1 1 0 は低温ガス化炉 1 1 2 と高温ガス化炉 1 1 4 の 2 段のガス化炉で構成されており、低温ガス化炉 1 1 2 は 4 5 0 °C ～ 8 5 0 °C、場合によっては 4 5 0 °C ～ 9 5 0 °C の温度で原料の熱分解、ガス化を行わせるもので、流動床炉が望ましい。高温ガス化炉 1 1 4 は 1 2 0 0 °C ～ 1 5 0 0 °C の温度で有機成分を完全にガス化すると

共に、灰分をスラグ化する。もちろんガス化工程 110 は可燃成分をガス化する機能を有するものであればどのようなものでも良く、必ずしも本実施例のように 2 段ガス化を行う必要はない。

図 7 の実施例におけるガス洗浄器 A の気相部運転圧力  $P_a$  は、ガス化工程の運転圧力から各工程のガスの流通による圧力損失分を差し引いた圧力となり、ガス化工程が大気圧運転の場合は大気圧～大気圧－10 kPa の範囲となるが、ガス化工程の運転圧力はもちろん任意の圧力に設定することができるので、ガス洗浄器の運転圧力も任意に設定できる。但し、運転圧力を高く設定する場合は洗浄液の飽和温度も高まるので、生成ガスのガス洗浄器出口温度は洗浄液の飽和温度を上限とする任意の値に設定することができる。下流の水素製造工程 140 に CO 変成工程を設けているような場合、変成工程に最適な反応温度は 200℃ 程度であるので、ガス洗浄器の運転圧力を 1550 kPa 以上として、ガス洗浄器出口生成ガス温度を 200℃ 程度にまで高めるようにしても良い。

図 7 の実施例でガス洗浄器の気相部運転圧力  $P_a$  は 95～99 kPa の間で運転され、生成ガスは 80℃ 以下に冷却され、ガス圧縮機 (1) 135 で 200～800 kPa に昇圧されて水素製造工程 140 に供給される。ガス圧縮機 (1) 135 の消費動力を低減するためガス洗浄器の下流にガス冷却器を設け、ガス中に含まれる水蒸気を凝結除去しても良い。水素製造工程 140 は生成ガス中の硫黄分を除去する脱硫反応装置 141、生成ガス中の一酸化炭素と水を反応させて水素と二酸化炭素に変成する変成反応装置 142、変成後のガスを圧縮するガス圧縮機 (2) 145、生成ガス中の炭酸ガスを吸収除去する炭酸ガス吸収装置 147、炭酸ガス吸収後のガスにわずかに残る一酸化炭素、二酸化炭素を水素と反応させてメタンを生成するメタン化反応装置 148、水素吸

蔵合金を用い、ガス中の水素だけを吸収して水素の純度を高め、かつ昇圧する水素精製・昇圧装置 149 から構成されている。なお、生成ガス中の一酸化炭素を除去するためにメタン化反応装置の代わりに一酸化炭素を選択的に燃焼させる選択酸化装置を炭酸ガス吸収装置 147 の上流に設置することもできる。この場合、メタン化反応装置 148 は不要になる。

炭酸ガス吸収装置 147 にはアミン吸収法を採用するのが良いが、アミン吸収法では流入するガスの圧力が高いほど吸収時と再生時の炭酸ガス分圧差を大きく取れるので有利であり、本実施例では 800 kPa 以上に昇圧して供給できるように炭酸ガス圧縮機 (2) 145 を設けているが、当然ながらガス圧縮機 (1) の昇圧で十分な場合には設ける必要はない。ガス圧縮機 (2) 145 を設けた場合は、その消費動力を低減するために変成反応装置 142 の下流にガス冷却器 80 を設け、ガス中に含まれる水蒸気を凝結除去するのがよい。

水素精製・昇圧装置 149 のオフガスにはメタンや窒素、アルゴンおよび少量の水素が含まれており、メタン吸収装置 170 でメタンだけを吸収して残りのガスは排気する。回収されたメタンガスはガス化工程 110 に供給され、再び改質、精製をへて水素ガスの原料となる。

水素精製・昇圧装置 149 で純水素にまで精製された後は、燃料電池発電工程 160 に供給される。燃料電池は水素と酸素を反応させて電気と水と熱を発生させるもので、作動温度の低い順に固体高分子型、リン酸型、熔融炭酸塩型、固体電解質型の 4 種類が開発されている。図 7 では固体高分子型の燃料電池を用いた場合の例を示しているが、もちろん水素、一酸化炭素を燃料とする燃料電池であればどの燃料電池を用いても良い。

一般に燃料電池に酸素を供給する酸化剤としては空気や純酸素を用いるが、基本的に酸素を含有するガスであって、燃料電池の被毒成分を含まないガスであれば、どのようなガスでも用いることができる。本実施例では酸化剤としてP S A法等によって精製した80%以上、好ましくは90%以上、さらに好ましくは93%以上の高濃度酸素ガスを用いる。純酸素であればなお良い。ちなみにP S A法で製造した酸素ガスの場合、酸素以外のガス成分は窒素とアルゴンである。図7は高濃度酸素ガスを用いた実施例であり、燃料電池へ酸化剤として供給された酸化剤は燃料電池内部で酸素を約50%消費され、酸素極からオフガス55として排出される。オフガス55にはその温度、圧力に応じた飽和水蒸気が含まれているが、オフガスクーラ（ガス冷却器）80で45～60℃程度にまで冷却することによって凝結水として回収する。この凝結水はほぼ完全な純水であり非常に利用価値が高く、他に用途が無い場合はガス洗浄器の補給水として用いてもよい。

45～60℃の飽和水蒸気圧は10～20kPaであり、冷却された酸素極オフガスは大気圧であれば10～20%の水蒸気を含んで再生器に再生用ガスとして供給される。

燃料電池の酸素極オフガス55は炭酸ガスを全く含まないので、再生器Bでのアルカリ再生用ガスとしては誠に好適である。本発明では再生器Bの気相部圧力P<sub>b</sub>が120～140kPaに維持されるように運転されており、再生器オフガス36bはガス総量の5%以上の炭酸ガスを同伴することができる。

再生器へ流入する洗浄液の温度は70～99℃であり、酸素極オフガス55は洗浄液と対向流で接触し、直接熱交換により加温され、70～99℃にまで加温される。70℃～99℃の飽和水蒸気圧は3.1～9.9

kPaである。ここで再生器の気相部圧力 $P_b$ を130kPaとすると、再生器オフガスの水蒸気割合は24% ( $= 31 / 130$ ) ~ 76% ( $= 99 / 130$ ) である。従って、再生用ガスとして供給された燃料電池の酸素極オフガスは再生器入口と出口の水蒸気割合の差分を洗浄水（洗浄液）から持ち去ると共に、洗浄水（洗浄液）を冷却することになる。

以上のことから、再生器オフガス成分は再生器の運転温度によって多少異なるが、約5 ~ 10%の炭酸ガス、ほぼ同量の窒素およびアルゴン、15 ~ 45%の酸素、24 ~ 76%の水蒸気となる。この成分のガスはガス化工程に供給する酸化剤とガス化剤の混合ガスとして申し分のない組成であり、そのままガス化工程に供給しても良いし、必要に応じてさらに水蒸気や酸素を加えてガス化工程に最も適する成分に調整して供給しても良い。即ち、図7に示す実施例において再生器Bはあたかも「ガス化剤発生装置」の様な役割を果たしている。なお、本実施例で燃料電池の酸化剤として空気を用いないのは、大量に含まれる窒素がガス圧縮機（1）135や水素製造工程140における消費動力の増大につながるからである。本実施例において酸化剤に含まれていた窒素、アルゴンはメタン吸収装置170のオフガスとして系外に排出される。

本発明をガス化燃料電池発電プロセスに応用することによって、以下に列挙する大きな効果を奏することができる。

1. 再生器のアルカリ再生機能によって、アルカリ剤を大量消費することなくガス洗浄器へ供給するガス洗浄液を高pHに保つことができるので、ガス洗浄工程での酸性ガス吸収機能が大いに高まり、下流の水素製造工程を構成する装置の耐久性を向上させることができる。

2. 再生器で洗浄水（洗浄液）が冷却できるので冷却塔へ供給される廃熱が少なくなり、冷却水補給水の消費量が減少し、かつ白煙・雨降り



(近隣へのミスト降下)といった問題が低減される。

3. 洗浄液からガス化工程でガス化剤として使用する蒸気が回収できるので、上質の蒸気を消費する必要が無く、水の消費量および水処理に必要なエネルギーを低減できる。

4. 従来であれば冷却塔で廃熱として捨てられていた低圧蒸気の潜熱がガス化工程に還元されることにより、エネルギー効率が向上する。

5. 炭酸ガスが洗浄液から脱離回収されてガス化工程にガス化剤として供給されるが、炭酸ガスは蒸気よりも比熱が小さいのでガス化工程での昇温熱が少なくて済み、冷ガス効率が向上する。

6. 炭酸ガスをガス化剤とする場合、水素よりも利用価値の高い一酸化炭素に富んだガスとなるので、生成ガスの用途が広がる。

本実施例は精製した水素を燃料電池の燃料にしたものであるが、精製された水素の用途は燃料電池の燃料に限られるものではなく、本実施例から燃料電池発電工程を除いたシステムは水素製造システムとして他の用途に供することももちろん可能である。

図8は燃料電池の酸化剤として空気を用いた場合の実施例を示すフロー図である。燃料電池の酸化剤が空気の場合、燃料電池の酸素極オフガスには大量の窒素ガスを含んでいる。この窒素ガスはガス化工程でガス化剤として機能しないばかりか、その後の水素製造工程の消費動力を増大させるので、この場合の酸素極オフガスをガス化工程に供給するのは得策ではない。

従って燃料電池の酸化剤が空気であっても、ガス化工程の酸化剤としては図7に示した実施例同様、酸素濃度が80%以上、好ましくは90%以上、さらに好ましくは93%以上の酸素を含む高濃度酸素ガス、もしくは純酸素ガスとする。この場合再生器の再生用ガスとして利用でき

るガスは、ガス化工程用酸化剤と燃料電池酸素極オフガスの２種類あるので、再生器を２段に設け、それぞれのガスを第１再生器Ｂと第２再生器Ｃの再生用ガスとして用いるのがよい。以下、図８の実施例において説明の無い部分については、図７の実施例と同様であることを前提に説明する。

図８に示す実施例では第１再生器Ｂの再生用ガスとしてガス化工程用酸化剤を、第２再生器Ｃの再生用ガスとして燃料電池酸素極オフガスを用いている。第１再生器オフガス３６ｂは酸化剤とガス化剤の混合ガスとしてガス化工程１１０へと供給される。第２再生器Ｃのオフガス３６ｃは５～１０％程度の炭酸ガスを含有して系外に排気される。ここで注目すべきはこの系外に排出される炭酸ガスである。図７に示す実施例のように再生器が単段の場合、再生器オフガスをガス化工程に供給すると再生器オフガスに含有されていた炭酸ガスが再び系内を循環し、生成ガス前処理工程１３０や水素製造工程１４０での消費動力を増大させる可能性がある。なぜなら炭酸ガスも水蒸気同様ガス化工程でのガス化剤として機能はするが、水蒸気と違い冷却して凝縮除去することができないので、生成ガス中の炭酸ガスの割合が増えてくるとガス圧縮機での動力増加が避けられないからである。

従って図７に示した実施例では、水素製造工程内に炭酸ガス吸収装置を設け、アミン吸収法を用いて炭酸ガスの濃縮を行い、濃縮された炭酸ガスを系外に排出することで対応している。このアミン吸収法は大量の蒸気を必要とする。ちなみに図７、図８に示す実施例においては燃料電池発電工程から発生する７０～９０℃の温熱を利用して吸収式冷凍機を駆動し、発生した冷熱を炭酸ガス吸収工程に供給し、加熱源である蒸気５７との温度差を大きくとることによって、炭酸ガス吸収装置での蒸気

消費量をできるだけ抑制することもできる。いずれにしても炭酸ガス吸収装置で吸収すべき炭酸ガス量を低減できれば蒸気消費量を抑えることができる。即ち、図 8 に示すように炭酸ガスを含む第 2 再生器 C のオフガスを系外に排出することで、炭酸ガス吸収装置での蒸気消費量を抑制できるので、所内エネルギー消費率が低減できるのである。

従って本実施例においては、できるだけ多くの炭酸ガスを第 2 再生器オフガス 36c とともに系外へ排出することが重要となる。その効果を最大にする方法はガス洗浄器 A の運転温度を極力下げることによってガス洗浄器における洗浄液への炭酸ガスの吸収能力を高め、かつ、第 1 再生器 B においてはできるだけ炭酸ガスの脱離放出を抑制しつつ飽和水蒸気を発生させる。そして第 2 再生器 C においてはできるだけ高い温度で運転するとともに再生用ガスとの気液接触を激しくして、炭酸ガスの脱離放出を促進するのがよい。第 1 再生器での炭酸ガス放出量を抑制する目的は、洗浄液中へ取り込まれた炭酸ガス量をできるだけ高めたままで、第 2 再生器にて一気に脱離放出させ、系外への炭酸ガス排出量をできるだけ多くするためである。従って、必要に応じて熱交換器を設け、洗浄液の加熱を行うのが良く、この加熱には熱回収工程で発生した蒸気または、熱回収工程で発生し、炭酸ガス吸収工程にて炭酸吸収液の加熱に利用された後の蒸気を利用するのが望ましい。

第 1 再生器の再生用ガスである純酸素、高濃度酸素は水蒸気を含まないで、ガス化剤としての水蒸気発生を目的とした場合の再生用ガスとしては誠に好適である。また第 2 再生器の再生用ガスである燃料電池酸素極オフガスは 75～90℃程度の温度で、しかも燃料電池出口では飽和水蒸気を含んでいるので、そのまま再生用ガスとして用いた場合、第 2 再生器での新たな水蒸気発生はほとんど無く、従って冷却効果もほと

んど無い。このことはできるだけ第2再生器の運転温度を高く保つ上では誠に有利である。当然ながら第2再生器における洗浄水（洗浄液）の冷却効果も高めたい場合には、酸素極オフガスを冷却して、含まれている水蒸気を凝縮させるのがよい。この凝縮水はほぼ純粋な水であるので、誠に利用価値が高く、様々な用途に利用できる。また、燃料電池酸素極オフガスが必要以上に圧力を有している場合は、アスピレータを設けて空気を吸い込み、再生用ガス量を増量し、再生効果を高めることもできる。

図9は図8に示した実施例の2段再生式酸性ガス除去装置の具体的実施例を示す。図3もしくは図4に示したような2段再生式酸性ガス除去装置を用いてもよいが、図9に示すように第1再生器Bは気液接触を向流式とせず、完全混合型としている。なぜなら向流式の場合、再生器オフガス36bは第1再生器入口の洗浄液との平衡状態に従って水蒸気や炭酸ガスを同伴するが、第1再生器入口の洗浄液はガス洗浄器Aで加熱されかつたつぷりと炭酸ガスを吸収しているので、炭酸ガスを放出しやすく、ここで大量に炭酸ガスが放出されると、第2再生器での炭酸ガスの系外排出量が低下してしまい、「できるだけ多くの炭酸ガスを系外に排出する」という目的に反してしまうからである。

図9のように第1再生器Bを完全混合式にすれば、オフガス36bは第1再生器出口の洗浄液との気液平衡に従う蒸気、炭酸ガスを同伴するだけなので、向流式の場合よりもオフガス36bに同伴される炭酸ガス量は少なく、第2再生器での系外排出量が増加する。

図10は第1再生器Bでの蒸気発生量を確保しつつ炭酸ガス放出量を抑えることを目的とした2段再生式酸性ガス除去装置の実施例である。洗浄液40の一部のみを第1再生器Bに供給し、残りは直接第2再生器

Cへ供給する。第1再生器には洗浄液を加熱する手段が設けられており、洗浄液の温度を上げて水蒸気の発生を促進させる。同時に炭酸ガスも放出するが、本発明者らの試算によれば、図8に示すガス化燃料電池発電システムで約 $13\text{ MJ/kg}$ の発熱量を持つ可燃物を原料とした場合、洗浄液循環量は約 $150\text{ t/h}$ で、そのうちの約1%、あるいは10%以下を第1再生器に導くだけで、ガス化工程のガス化剤として必要とする水蒸気量を賄うことができる。すなわち、90～99%の炭酸ガスは高温のまま第2再生器へ供給されるので、炭酸ガスの系外排出が誠に容易になる。

図13は本発明の実施例の一つで、洗浄液から積極的に水蒸気と炭酸ガスを回収してガス化剤として利用する場合の実施例である。本実施例では第1再生器のオフガス36bをガス化工程のガス化剤として用いる。ガス化剤として用いるためにはオフガスの圧力が必要なので、第1再生器Bの気相部の圧力Pbを計測している。計測された圧力信号は圧力調節計74に送られ、圧力調節計74からは所定の圧力を維持するために再生ガス流量調節弁38、及び加熱用蒸気流量調節弁39を調節するための操作信号を出力する。圧力Pbが所定の圧力よりも低下した場合は再生ガス流量調節弁38、及び加熱用蒸気流量調節弁39を共に開ける操作を行ない、逆の場合は閉める操作を行う。

第1再生器Bのガス洗浄器Aに対する相対的な鉛直方向位置は、ガス化剤として必要な圧力によって決定される。ガス化剤として必要な圧力が高ければ高いほど第1再生器Bはガス洗浄器Aに対して相対的に下方に配置される。第1再生器Bに流入した洗浄液は第2再生器Cに送られるが、第2再生器Cがガス洗浄器Aよりも相対的に低く配置されている場合は第1再生器B出口の洗浄液循環系路に循環用ポンプを設けなくて

も自然流下により第2再生器Cに流入させることができる。但し、P<sub>b</sub>の圧力が所定の圧力以下になると洗浄液が逆流する恐れがあるので、必要に応じて洗浄液循環系路に逆止弁を設けるなどの配慮が必要である。もちろん洗浄液循環用のポンプを設けても良い。また第1再生器Bへ流入する洗浄液量を抑制すべく洗浄液バイパス弁19acを有したバイパスラインを設けることによって、P<sub>b</sub>の制御を容易にしたり、加熱用蒸気の消費量を低減させることができる。また図9、10の実施例同様、第1再生器の形式を完全混合式とすれば、第1再生器での炭酸ガス放出を抑制することができる。

図9、図10、図13に示した2段再生式酸性ガス除去装置を採用することにより、図8に示したガス化燃料電池発電システムの高効率化が可能になる。

図8に示す実施例はあたかも炭酸ガス吸収装置を直列に2系統有しているようなシステムであると言える。このような応用の場合において、第2再生器の再生用ガスはとにかくオフガス36c中の炭酸ガス分圧を極力低下させられるガスが好ましく、できるだけ低温で炭酸ガス含有率が低く、かつ量が多い方が良い。

本発明者らが見いだした本実施例における最適条件のうち、ガス化工程の運転圧力が常圧でガス洗浄器Aへの流入ガス温度が500℃、原料発熱量が約13MJ/kgの場合の最も効率の高い運転条件は、

ガス洗浄器A気相部圧力P<sub>a</sub>：95～99kPa、洗浄液温度T<sub>LA</sub>  
E：70～80℃、（場合によって80℃～95℃）

第1再生器B気相部圧力P<sub>b</sub>：70～140kPa、洗浄液温度T<sub>LBE</sub>：70～99℃

第2再生器C気相部圧力P<sub>c</sub>：90～110kPa、洗浄液温度T

LCE : 60 ~ 80 °C

であつた。

図 1 1 は図 8 と同様に、本発明の 2 段再生式酸性ガス除去装置を用いたガス化燃料電池発電システムの第 2 の実施例である。以下特に説明のない部分は図 8 に示す実施例と同じであるという前提で説明する。本実施例はガス化工程に供給するガス化剤として炭酸ガス濃度が低く、できるだけ蒸気リッチなガスを要求する場合の実施例である。図 8 の実施例と異なり、第 1 再生器 B の再生用ガスとして燃料電池酸素極オフガスを用い、第 2 再生器 C の再生用ガスとしてガス化工程用酸化剤を用いる点である。燃料電池酸素極オフガスは 75 ~ 90 °C 程度で飽和水蒸気を含むので、第 1 再生器の再生用ガスとして用いても蒸発潜熱を奪わないので、洗浄液を冷却する能力は小さいが、炭酸ガスは含まないので炭酸ガス脱離用ガスとしての機能は高い。

従って、燃料電池酸素極オフガスを第 1 再生器の再生用ガスとして用い、第 1 再生器オフガスは系外に排気し、第 2 再生器には炭酸ガス脱離後の洗浄液が供給されるので、純酸素や高濃度酸素を再生用ガスとして供給し得られた第 2 再生器オフガス、即ちガス化工程へ供給するガス化剤と酸化剤の混合ガスに含まれる炭酸ガス濃度は図 8 の実施例の場合に比べて著しく低い。しかも第 1 再生器において洗浄水（洗浄液）の温度降下は非常に小さいので、第 2 再生器における蒸気発生能力は低下しておらず、ガス化工程のガス化剤としてあまり炭酸ガスを供給したくない場合には誠に好都合である。もちろん蒸気発生量が不足する場合は蒸気等で第 2 再生器中の洗浄液を加熱しても良い。

本実施例における本発明の第 1 再生器及び第 2 再生器の具体的実施形態は図 3、図 4 に示すような向流式の再生器で良いが、蒸気等で第 2 再

生器中の洗浄液を加熱する場合は、図 12 に示すように、第 1 再生器 B から第 2 再生器 C をバイパスしてガス洗浄器 A へ流入するライン 40b を設け、第 2 再生器への洗浄液流入量を調節し、できるだけ少ない加熱熱量で第 2 再生器内の洗浄液温度を高められるようにするのがよい。第 2 再生器の洗浄液加熱用伝熱管 48 は滞留している洗浄液内のできるだけ上方に配置する。少なくとも洗浄液流下管 12c の下端部よりも上部に設置する。このように配置することによって滞留洗浄水（洗浄液）の対流を抑制できるので、固形分の沈殿が阻害されない。

本発明者らが見いだした本実施例における最適条件のうち、ガス化工程の運転圧力が常圧でガス洗浄器 A への流入ガス温度が 500℃、原料発熱量が約 13 MJ/kg の場合の最も効率の高い運転条件は、

ガス洗浄器 A 気相部圧力  $P_a$  : 95 ~ 99 kPa、洗浄液温度  $T_{LAE}$  : 70 ~ 80℃、（場合によって 80℃ ~ 95℃）

第 1 再生器 B 気相部圧力  $P_b$  : 90 ~ 110 kPa、洗浄液温度  $T_{LBE}$  : 60 ~ 80℃

第 2 再生器 C 気相部圧力  $P_c$  : 70 ~ 140 kPa、洗浄液温度  $T_{LCE}$  : 70 ~ 99℃

であった。

図 14 は本発明の第 3 の実施形態で、ガス洗浄器を第 1 ガス洗浄部 A' 及び第 2 ガス洗浄部 A2 の 2 段と、洗浄液再生器を第 1 再生器 B および第 2 再生器 C の 2 段で行うことによって洗浄液のアルカリ再生機能と共に、被洗浄ガスの酸性ガス除去機能をさらに高めた場合の実施例を示すものである。ここで、第 1 ガス洗浄部 A' に供給された被洗浄ガス 30 と第 1 洗浄液 82b とが対向流で接触し、被洗浄ガス 30 が第 1 洗浄液 82b によって冷却されると共に被洗浄ガス 30 中の塩化水素等の強



酸性ガスが第 1 洗浄液 8 2 b 中に吸収され、被洗浄ガス中のダスト成分も第 1 洗浄液 8 2 b に取り込まれる。次いで、第 1 ガス洗浄部 A' から第 2 ガス洗浄部 A 2 に導かれた被洗浄ガスと第 2 洗浄液 8 2 c とが対向流で接触し被洗浄ガスが第 2 洗浄液 8 2 c によってさらに冷却され過飽和状態の水蒸気が凝縮すると共に、被洗浄ガス中の炭酸ガスと硫化水素等の弱酸性ガスが第 2 洗浄液 8 2 c に吸収される。これにより、第 2 ガス洗浄部 A 2 から得られた洗浄後ガス 3 1 はアルカリ溶液への溶解度が小さい一酸化炭素、水素、飽和状態の水蒸気、そしてアルカリ溶液中に溶解込みきれなかった炭酸ガスを主成分とした清浄なガスになる。

一方、塩化水素等の強酸性ガスを吸収し、そして温度が上昇した第 1 洗浄液 8 2 b は気液分離器 3 a を経て第 1 再生器 B に送られ、第 1 再生器 B 内で被洗浄ガスとは成分の異なりかつ酸素を含む第 1 再生用ガス 3 5 b、例えば富化酸素ガスと接触し、第 1 再生器 B 内の温度における飽和水蒸気圧まで蒸気を発生する。

例えば、第 1 再生器 B が大気圧（約 0.1 MPa (1 bar)）、80℃で運転された場合、第 1 再生器から排出される第 1 再生器オフガス 3 6 b には 47%の水蒸気が同伴する。同時に、第 1 洗浄液 8 2 b は蒸発潜熱を奪われ冷却される。もちろん第 1 再生用ガス 3 5 b が第 1 再生器 B 内の飽和水蒸気圧以上の水蒸気を同伴しているような場合は、再生器での水分蒸発はなく、第 1 再生器 B での第 1 洗浄液冷却は行われない。従って、第 1 再生用ガス 3 5 b としては含有水蒸気が少ないほど、即ち露点が低いほど好ましい。

また、第 1 洗浄液 8 2 b は第 1 ガス洗浄部 A' にて強酸性ガスを吸収するので pH が低下し、そして、第 1 洗浄液再生器 B にて水分が蒸発するので、第 1 アルカリ剤と水を補給する必要がある。さらに、被洗浄ガ

スにダストが含まれていて該ダストが第1洗浄液82bに取込まれた場合は第1洗浄液82bからダストを固液分離することが必要である。本発明では第1洗浄液の循環経路に薬剤添加装置と濾過装置とをそれぞれ設け、第1アルカリ剤と該アルカリ剤希釈水としての水を添加して第1洗浄液82bをpH調整し、そして第1洗浄液82bの全部又は1部を常時濾過して固形分を除去する。用いるアルカリ剤としてアルカリ性物質であれば何でもよいが、水酸化ナトリウム又は水酸化カリウムが好適である。調整する第1洗浄液82bのpH、即ち第1ガス洗浄部A'入口における第1洗浄液82bのpHはpH4以上であれば塩化水素ガスを吸収する能力をもつのでよいが、pH11以上になると強酸性ガスの他に炭酸ガスをも吸収するようになるので第1アルカリ剤消費量が増大し好ましくない。従って第1ガス洗浄部A'入口における第1洗浄液82bのpHはpH4～11の範囲が好ましく、さらにpH5～10の範囲がより好ましい。なお、第1アルカリ剤と前記強酸性ガスが中和反応して生成した塩類が第1洗浄液82bに徐々に蓄積するが、塩類の過度濃縮による弊害を防止するために第1洗浄液の一部を常時ブローする必要がある。

一方、飽和状態の水蒸気を同伴した第1再生器オフガス36bは、前述した可燃物ガス化のためのガス化剤希釈用ガスとして用いることができる。また第1再生用ガス35bとして富化酸素ガスやPSA酸素（圧スイング法によって製造される富化酸素）を用いた場合は、第1再生器オフガス36bをそのままガス化剤として利用することもできる。

第1洗浄液82bの温度については、第1ガス洗浄部の洗浄液出口での第1洗浄液温度T1outが沸点以下20℃以内であればよく、沸点以下10℃以内であればなお好ましく、沸点以下5℃以内であればさら

に好ましい。また、第 1 ガス洗浄部 A' の洗浄液入口での第 1 洗浄液温度  $T_{1in}$  が前記第 1 ガス洗浄部 A' の洗浄液出口での第 1 洗浄液温度  $T_{1out}$  以下  $20^{\circ}\text{C}$  以内であればよいが、被洗浄ガス中の水蒸気の飽和温度以下  $5^{\circ}\text{C}$  以内であればなお好ましい。

なお、第 1 洗浄液 82b の循流量は前記第 1 ガス洗浄部 A' の洗浄液の出口及び入口での第 1 洗浄液温度を満足するように、被洗浄ガスの流量、温度及び比熱より決定すればよい。

第 1 再生器 B から引抜かれた第 1 洗浄液 82b は気液分離器 3b を経て第 1 ガス洗浄部 A' に返送される。

また、硫化水素等の弱酸性ガス及び炭酸ガスを吸収し、そして水蒸気が凝縮して温度が上昇した第 2 洗浄液 82c は気液分離器 3c を経て第 2 再生器 C に送られ、第 2 再生器 C 内で被洗浄ガスとは成分の異なる第 2 再生用ガス 35c、例えば空気や燃料電池オフガスと接触し、第 2 再生器 C 内の温度における飽和水蒸気圧まで蒸気を発生すると共に、脱炭酸しアルカリ再生が行われる。

本発明では第 2 洗浄液 82c の循環経路に薬剤添加装置を設け、硫化水素等の還元性酸性ガスの吸収量に応じて第 2 洗浄液 82c に酸化剤を適量添加することができる。また、第 2 洗浄液 82c の pH としては 7 以上で 12 以下が好ましい。用いる第 2 のアルカリ剤及び酸化剤については第 1 実施形態で述べたアルカリ剤及び酸化剤と同様である。

一方、脱離した炭酸ガス及び飽和状態の水蒸気を同伴した第 2 再生器オフガス 36c は、凝縮器 80c 及び凝縮水分離器 81c を経て排出される。なお、凝縮水分離器 81c で回収された凝縮水は第 1 アルカリ剤の希釈水又は第 1 洗浄液 82b の希釈水として系内に戻すことができる。

第 2 洗浄液 82c の温度については、第 2 ガス洗浄部 A2 の洗浄液出

口での第2洗浄液温度  $T_{2out}$  が前記第1ガス洗浄部 A' の洗浄液入口での第1洗浄液温度  $T_{1in}$  以下  $20^{\circ}\text{C}$  以内、好ましくは第1ガス洗浄部 A' の洗浄液入口での第1洗浄液温度  $T_{1in}$  以下  $10^{\circ}\text{C}$  以内であるのがよい。また、第2ガス洗浄部 A2 の洗浄液入口での第2洗浄液温度  $T_{2in}$  が前記第2ガス洗浄部 A2 の洗浄液出口での第2洗浄液温度  $T_{2out}$  より  $5^{\circ}\text{C}$  以上、好ましくは  $10^{\circ}\text{C}$  以上、更に好ましくは  $20^{\circ}\text{C}$  以上低い温度であるのがよい。

なお、第2洗浄液 82c の循環流量は前記第2ガス洗浄部 A2 の洗浄液の出口及び入口での第2洗浄液温度を満足するように、被洗浄ガスの流量、温度及び比熱より決定すればよい。

第2再生器 C から引抜かれた第2洗浄液 82c は気液分離器 3d を経て第2ガス洗浄部 A2 に返送される。なお、第2再生器 C 出口の第2洗浄液温度が所定の第2ガス洗浄部入口での第2洗浄液温度より高い場合は、循環経路に冷却装置を設けることによって温度を調節する。

本実施例では上述のように各部の温度を設定することによって、被洗浄ガス 30 が持つ熱量の内、顕熱分を第1ガス洗浄部 A' にて冷却、回収し、該回収熱を第1再生器 B にて蒸気発生に利用し、一方で潜熱分、即ち被洗浄ガス 30 に含まれる水蒸気の凝縮熱を第2ガス洗浄部 A2 にて冷却、回収し、該回収熱を第2再生器 C にて第2洗浄液 82c の脱炭酸、即ち第2アルカリ剤の再生に利用する。このようにして本発明によるシステム全体の熱効率及び除去対象ガスの吸収効率を高める。

なお、本実施形態によって得られた洗浄後ガス 31 を脱硫工程と一酸化炭素変成工程と一酸化炭素選択酸化工程と炭酸ガス吸収工程とメタン化工程と水素吸蔵合金による水素精製工程と水素精製 PSA 工程の内ある一つの工程、又はこれら工程の任意の組み合わせにより処理して水素ガ

スを製造し、そして製造した水素ガスを燃料電池発電工程に供給して発電することができる。

図 1 5 は図 1 4 に示した本発明における第 3 の実施形態の、他の具体的実施例を示すものである。ガス洗浄器 A 内は集液板 8 5 で仕切られており、集液板の下側が第 1 ガス洗浄部 A'、上側が第 2 ガス洗浄部 A 2 である。集液板 8 5 は第 1 ガス洗浄部 A' からの被洗浄ガスは流通できるが、洗浄液が第 2 ガス洗浄部 A 2 から第 1 ガス洗浄部 A' へ流下することは防止できるような構造になっている。従って、第 1 ガス洗浄部 A' と第 1 再生器 B との間を第 1 洗浄液 8 2 b が、また、第 2 ガス洗浄部 A 2 と第 2 再生器 C との間を第 2 洗浄液 8 2 c が互いに独立して循環している。他の説明は図 1 3 と同様である。

図 1 6 は可燃物、即ち可燃性廃棄物（都市ゴミ、固形化燃料、スラリー化燃料、古紙、廃プラスチック、廃 FRP、バイオマス廃棄物、自動車廃棄物、廃木材等の産業廃棄物、低品位石炭、廃油等）や石炭等をガス化し、得られたガスを処理して、燃料電池に供給する可燃物のガス化発電システムに本発明の酸性ガス除去装置を用いた場合の実施例を示す機器構成図である。原料フィーダ 1 1 5 から可燃物である原料 1 を低温ガス化炉 1 1 2 に供給し、400～1000℃の温度域で熱分解・ガス化して得られた生成ガスは、そのまま高温ガス化炉 1 1 4 に送られ、原料中の不燃物は低温ガス化炉 1 1 2 から別途取り出される。生成ガスは高温ガス化炉 1 1 4 において1000～1500℃の温度域で更にガス化され、低分子化される。高温ガス化炉 1 1 4 の温度は、生成ガス中に含まれる灰分が溶融する温度以上に維持され、生成ガス中の80～90%の灰分はスラグ化され、溶融スラグ 1 2 7 として系外に排出される。生成ガス中の有機物、炭化水素は高温ガス化炉内で完全に水素、一酸化

炭素、水蒸気、二酸化炭素にまで分解される。高温ガス化炉 1 1 4 で得られた生成ガスは、その後、高温熱交換器 1 2 1 と廃熱ボイラ（熱回収ボイラ） 1 2 2 で顕熱を回収され 2 0 0 °C、好ましくは 3 5 0 °C、更に好ましくは 5 0 0 度 にまで減温される。回収された顕熱は蒸気の発生やガス化剤の加熱等に用いられる。

ここで、都市ゴミ等の不定形可燃物を原料とする場合は、原料フィーダからの空気の漏れ込みを防止するために後に詳述する図 1 8 もしくは図 1 9 に示すような原料フィーダを採用するのがよい。この際、該原料フィーダで原料を圧搾した際に生ずる圧搾水は廃熱ボイラ 1 2 2 に供給し、高温の生成ガスに混入することによって蒸発・分解される。一方、同じく原料圧搾時に発生する脱気ガスは、圧搾水と同様に廃熱ボイラ 1 2 2 に供給して分解してもよいし、図示はしないが、酸化剤及びガス化剤として高温ガス化炉に供給してもよい。また、オフガスバーナ 1 6 3 に導入して処理してもよい。

廃熱ボイラで顕熱を回収された生成ガス即ち被洗浄ガス 3 0 は、本発明のガス洗浄器 A に導かれ、酸性ガスを除去されると共に 6 0 ~ 9 0 °C にまで冷却される。生成ガス中のダスト量や成分がガス洗浄器の性能に対して特に悪影響を及ぼすような場合は、ガス洗浄器の上流にサイクロンやフィルター方式の乾式集塵機を設け、脱塵した後にガス洗浄器 A に導くようにするのがよい。

本実施例では、アルカリ剤の再生を 2 段で行う。第 1 再生器 B には酸素濃度が 8 0 % 以上、好ましくは 9 0 % 以上、更に好ましくは 9 3 % 以上の酸素を含む高濃度酸素ガス、もしくは純酸素ガスを再生用ガス 5 0 として用い、第 1 再生器 B を出た再生器オフガス 3 6 b は高温熱交換器 1 2 1 にて昇温され、ガス化炉にガス化剤及び部分酸化のための酸化剤

として供給される。第1再生器Bに供給される高濃度酸素ガスや純酸素ガスである再生用ガスは水蒸気を含まないで、アルカリ剤との接触で多くの水蒸気を取り込み、更に蒸発潜熱により再生用ガスの温度上昇が抑制され、二酸化炭素の取り込み量が低く押さえられる。このためガス化工程に供給するガスとして好適である。また、第2再生器Cには再生用ガスとして、燃料電池発電工程160の燃料電池水素極オフガス161と酸素極オフガス162をオフガスバーナ163により燃焼させ、ターボチャージャ164により圧力エネルギー及び熱エネルギーが回収された燃焼排ガス166が供給され、炭酸ガスを多く含む湿潤なガス36cが得られる。なお、ガス洗浄器A、第1再生器B及び第2再生器Cは図16に示す態様に限られず、図9、10もしくは図12、13等のような態様でもよい。

洗浄・冷却された洗浄後ガス31は、ガス圧縮機135で200～800kPaに昇圧されて水素製造工程140に供給される。ガス圧縮機135は、廃熱ボイラ122からの高圧蒸気123を用いた蒸気タービン125によって駆動される。また、蒸気タービン125からでた低圧蒸気124を、水素製造工程における炭酸ガス吸収装置147や変成反応装置142に供して、熱エネルギーを有効活用することが出来る。

水素製造工程140は生成ガス中の硫黄分を除去する脱硫反応装置141、生成ガス中の一酸化炭素と水を反応させて水素と二酸化炭素に変成する変成反応装置142、変成後のガス中の炭酸ガスを吸収除去する炭酸ガス吸収装置147、炭酸ガス吸収後ガス188に残る一酸化炭素を除去するCO除去装置150から構成され、生成ガスはそれぞれの装置で順次処理され、高濃度水素ガス69が得られる。なお、CO除去装置150にはガス中の一酸化炭素を選択的に燃焼させる選択酸化装置、

もしくはガス中の一酸化炭素、二酸化炭素を水素と反応させてメタンを生成するメタン化反応装置、もしくは一酸化炭素、二酸化炭素、窒素など水素以外のガス成分を活性炭やゼオライト等吸着材に吸着分離する水素精製用P S A（圧カスイングガス吸着装置）が用いられる。

燃料電池発電工程 1 6 0 では、高濃度水素ガス 6 9 を燃料電池の水素極に、空気 5 3 をターボチャージャ 1 6 4 により昇圧して燃料電池の酸素極に供給して発電する。用いる燃料電池は、水素を燃料とできる燃料電池ならばよく、固体高分子型、リン酸型、熔融炭酸塩型、固体電解質型のいずれでもよい。

水素極オフガス 1 6 1、酸素極オフガス 1 6 2 は共にオフガスバーナ 1 6 3 に導かれ、燃焼される。オフガスバーナ 1 6 3 の燃焼排ガス 1 6 5 はターボチャージャ 1 6 4 に供給されて、燃料電池の酸素極に供給する空気 5 3 を昇圧し、その後、第 2 再生器 C の再生ガスとして用いられ、二酸化炭素を多く含んだ湿潤なガス 3 6 c となる。

図 1 7 は図 1 6 における実施例のガス化工程の主要構成機器の典型的な形状を示したものである。低温ガス化炉 2 0 2 は内部旋回流を有する円筒形流動床炉であり、原料の炉内拡散性を高めて安定したガス化を行っている。炉内中央の流動媒体が沈降している部分には酸素を含まないガスを供給し、炉内周辺部にのみ酸素を供給することで、低温ガス化炉内で発生したチャーの選択燃焼が可能になり、炭素転換率、冷ガス効率の向上に寄与する。また高温ガス化炉 2 1 5 は旋回型熔融炉である。

円筒形流動床炉の炉床には、円錐状の分散板 2 0 6 が配置されている。分散板 2 0 6 を介し供給される流動化ガスは、炉底中央部 3 0 4 付近から炉内へ上向き流として供給される中央流動化ガス 3 0 7 及び炉底周辺部 3 0 3 から炉内へ上向き流として供給される周辺流動化ガス 3 0 8 か



らなる。

中央流動化ガス 307 は酸素を含まないガスからなり、周辺流動化ガス 308 は酸素を含むガスからなっている。流動化ガス全体の酸素量が、可燃物の燃焼に必要な理論燃焼酸素量の 10% 以上 30% 以下とされ、炉内は、還元雰囲気とされる。

中央流動化ガス 307 の質量速度は、周辺流動化ガス 308 の質量速度より小にされ、炉内周辺部上方における流動化ガスの上向き流がデフレクタ 306 により炉の中央部へ向かうように転向される。それによって、炉の中央部に流動媒体（珪砂を使用）が沈降拡散する移動層 309 が形成されるとともに炉内周辺部に流動媒体が活発に流動化している流動層 310 が形成される。流動媒体は、矢印 218 で示すように、炉周辺部の流動層 310 を上昇し、次にデフレクタ 306 により転向され、移動層 309 の上方へ流入し、移動層 309 中を下降し、次に矢印 212 で示すように、分散板 206 に沿って移動し、流動層 310 の下方へ流入することにより、流動層 310 と移動層 309 の中を矢印 218 および 212 で示すように循環する。

原料フィーダ 201 によって移動層 309 の上部へ供給された可燃物 1 は、流動媒体とともに移動層 309 中を下降する間に、流動媒体のもつ熱により加熱され、主として揮発分がガス化される。移動層 309 には、酸素がないか少ないため、ガス化された揮発分からなる熱分解ガス（生成ガス）は燃焼されないで、移動層 309 中を矢印 216 のように抜ける。それ故、移動層 309 は、ガス化ゾーン G を形成する。フリーボード 207 へ移動した生成ガスは、矢印 220 で示すように上昇し、フリーボード 207 を経てガス出口 208 から生成ガス g として排出される。

移動層 309 でガス化されない、主としてチャー（固定炭素分）やタールは、移動層 309 の下部から、流動媒体とともに矢印 212 で示すように炉内周辺部の流動層 310 の下部へ移動し、比較的酸素含有量の多い周辺流動化ガス 308 により燃焼され、部分酸化される。流動層 310 は、可燃物の酸化ゾーン S を形成する。流動層 310 内において、流動媒体は、流動層内の燃焼熱により加熱され高温となる。高温になった流動媒体は、矢印 218 で示すように、傾斜壁（デフレクタ）306 により反転され、移動層 309 へ移り、再びガス化の熱源となる。流動層の温度は、400～1000℃、好ましくは400～600℃に維持され、抑制された燃焼反応が継続するようにされる。流動層ガス化炉の底部外周側の部分には、不燃物を排出するためのリング状の不燃物排出口 305 が形成されている。

図 17 に示す流動層ガス化炉によれば、流動層炉内にガス化ゾーン G と酸化ゾーン S が形成され、流動媒体が両ゾーンにおいて熱伝達媒体となることにより、ガス化ゾーン G において、発熱量の高い良質の可燃ガスが生成され、酸化ゾーン S においては、ガス化困難なチャーやタールを効率よく燃焼させることができる。それ故、廃棄物等の可燃物のガス化効率を向上させることができ、良質の生成ガスを生成することができる。なお、低温ガス化炉には円筒形流動床炉に限ることなく、前の実施例と同様、キルンやストーカー方式の炉を採用しても良い。

次に、旋回型溶融炉を説明する。高温ガス化炉 215 としての旋回型溶融炉は垂直の軸線を有する円筒形の 1 次ガス化室 215 a、および水平からわずかに下向きに傾斜した 2 次ガス化室 215 b、およびその下流に配され、ほぼ垂直の軸線を有する 3 次ガス化室 215 c によって構成されている。2 次ガス化室 215 b と 3 次ガス化室 215 c の間にス

ラグ排出口 2 4 2 を有し、ここで大部分の灰分はスラグ化して排出される。旋回型溶融炉に供給される生成ガスは 1 次ガス化室 2 1 5 a 内で旋回流を生じるよう、接線方向に供給される。流入した生成ガスは旋回流を形成し、ガス中の固形分は遠心力によって周辺の壁面に捕捉されるのでスラグ化率、スラグ捕集率が高く、スラグミストの飛散が少ないのが特長である。

旋回型溶融炉内には炉内を適正な温度分布に保つよう、複数のノズル 2 3 4 から酸素が供給される。1 次ガス化室 2 1 5 a、2 次ガス化室 2 1 5 b までで完全に炭化水素の分解と灰のスラグ化を完了させるように温度分布を調整する。酸素の単独供給はノズルの焼損等を引き起こす恐れがあるので、必要に応じて蒸気等で希釈して供給される。また、蒸気は蒸気改質による炭化水素の低分子化に寄与するので不足しないように供給しなければならない。なぜなら、炉内は高温であり、水蒸気が不足すると縮合重合反応により反応性の著しく劣るグラファイトが生成され、未燃損失の原因となるからである。

スラグは 2 次ガス化室 2 1 5 b の下面を流下し、スラグ排出口 2 4 2 から溶融スラグ 2 2 6 として排出される。3 次ガス化室 2 1 5 c はその下流に設けられた排熱ボイラからの輻射冷却によってスラグ排出口 2 4 2 が冷却されないようにするための干渉ゾーンの役割を果たすと共に、未分解ガスの低分子化を完了させる目的で設けられている。3 次ガス化室 2 1 5 c の上端には生成ガスを排気する排気口 2 4 4 が設けられ、また下部には輻射板 2 4 8 が設けられている。輻射板 2 4 8 は輻射により排気口 2 4 4 から失われる熱量を減少させる機能を有する。なお符号 2 3 2 は始動バーナ、符号 2 3 6 は助燃バーナである。生成ガス中の有機物、炭化水素は高温ガス化炉内で完全に水素、一酸化炭素、水蒸気、二

酸化炭素にまで分解される。高温ガス化炉 2 1 5 で得られた生成ガスは排気口 2 4 4 から排出され、その後、輻射ボイラからなる排熱ボイラ（図示せず）で 6 5 0 °C 以下にまで冷却され、熔融アルカリ金属塩類を凝固させ、この熔融アルカリ金属塩類を集塵装置（図示せず）で捕集する。なお、高温ガス化炉は本旋回熔融炉に限られず、他の型式のガス化炉であってもよい。

図 1 8 は図 1 6 における原料フィーダの構成図である。以下原料フィーダの詳細な説明をする。原料フィーダ 1 1 5 の外部ケーシングは、原料ホッパ部 4 0 1 と、先端に行くに従って直径が小さくなるテーパ状のケーシング 4 0 2 と、その下流に設けられた複数の開口部 4 3 0 を有するテーパ形状の穴明きケーシング 4 0 3 と、出口 4 5 0 を含む先端ケーシング 4 0 4 より形成されている。ケーシング内部にはテーパ形状のケーシングに合わせて先端に行くほど直径が小さくなるスクリュウ軸 4 1 0 が設けられている。原料となる可燃物 1 は、原料ホッパ部 4 0 1 に供給され、スクリュウ軸 4 1 0 の回転によりスクリュウ軸先端へと搬送されると共に、スクリュウ軸 4 1 0 及びケーシング 4 0 2 のテーパ形状により圧縮される。圧縮された可燃物からは水分が圧搾されるとともに、原料に混入した気体が脱気され、ケーシング 4 0 3 に設けられた複数の開口 4 3 0 から機外へ排出される。開口の大きさは可燃物が出てこない大きさで最大径で 1 0 mm 程度である。圧搾されて含水率が低下した可燃物は出口 4 5 0 から低温ガス化炉 1 1 2 へと供給される。

原料フィーダ 1 1 5 のケーシング 4 0 1、4 0 2、4 0 3 の内部では、可燃物が圧縮されており、機内圧が上昇しているので、外部から空気等が漏れ込むことはない。また圧搾により可燃物の含水率が低下するので低温ガス化炉内での蒸発潜熱による熱損失が少なくなり、その分、酸素

比も低下するので、冷ガス効率が高くなる。また圧縮された可燃物は密度も比較的均一になり、供給量の変動も少なくなるので、都市ゴミ等の不定形可燃物を原料とする場合の原料フィーダとして非常に好ましい装置である。

なお図示はしないが、ケーシング402の周囲にケーシング402との間に間隙を持つように別ケーシングを設け、該間隙に加熱流体を流し、原料1を加熱し圧搾脱水をより効果的に行わせることもできる。この際の加熱流体は、図16における廃熱ボイラ122からの蒸気やオフガスバーナ163からの燃焼ガス等の一部を用いることができる。

また図19に示すように、ケーシング402の周囲にケーシング402との間に間隙423を持つように加熱用カバーケーシング421を設け、該間隙に加熱流体425を導入し、原料1を加熱により乾燥脱水させると共に圧搾脱水及び脱気を行い、より効果的に原料の脱水を行わせることもできる。即ち、廃熱ボイラにより得られる熱、燃料電池の水素極（アノード）から排出される水素を燃焼することによって得られる熱や、燃料電池スタックからの放熱による熱、もしくは燃料電池の水素極や酸素極のオフガスそのものの持つ熱等を用いて原料を加熱し乾燥するものである。この際の具体的な加熱流体としては、図16における廃熱ボイラ122からの蒸気や、燃料電池の水素極から排出される水素を燃焼するオフガスバーナ163からの燃焼ガス等を用いることができるが、該蒸気や該燃焼ガスを、蒸気タービンやターボチャージャで動力回収した後原料の加熱流体として用いることで、熱効率を更に高めることができる。なお、燃料電池水素極から排出される水素の燃焼には燃料電池酸素極（カソード）のオフガス又は空気を用いることができる。

もちろん、原料の加熱による乾燥脱水は、廃熱ボイラにより得られる

熱、燃料電池の水素極から排出される水素を燃焼することによって得られる熱や、燃料電池スタックからの放熱による熱、もしくは燃料電池の水素極や酸素極のオフガスそのものの持つ熱を、原料フィーダのケーシング部に加熱流体として導入することのみにとどまらず、これらの熱を既存の原料乾燥装置の加熱源として用いることでも可能である。即ち、水分の多い都市ゴミ等の原料を、図 18、図 19 に示すような圧搾式原料フィーダを用いるかどうかを問わず、原料フィーダに供給する前に既存の原料乾燥装置にて、廃熱ボイラにより得られる熱、燃料電池の水素極から排出される水素を燃焼することによって得られる熱や、燃料電池スタックからの放熱による熱、もしくは燃料電池の水素極や酸素極のオフガスそのものの持つ熱を用いて乾燥した後、原料フィーダに供給することでも、上記原料の脱水という目的は達成される。

図 20 は可燃物、即ち可燃性廃棄物（都市ゴミ、固形化燃料、スラリー化燃料、古紙、廃プラスチック、廃 FRP、バイオマス廃棄物、自動車廃棄物、廃木材等の産業廃棄物、低品位石炭、廃油等）や石炭等をガス化し、得られたガスを処理して、燃料電池に供給する可燃物のガス化発電システムに本発明の酸性ガス除去装置を用いた場合のもう一つの実施例を示す機器構成図である。本実施例では酸性ガス洗浄装置として基本的に図 14 に示す 2 段洗浄 2 段再生の実施形態を用いるが、第 2 再生器 C で再生された第 2 洗浄液 82 c を水素製造工程 140 の炭酸ガス吸収装置 147 の炭酸ガス吸収液として炭酸吸収塔 181 に導き、変成反応後ガス 143 より炭酸ガスを吸収分離してから酸性ガス吸収装置の第 2 ガス洗浄部 A2 に送ることが特徴である。本実施例では、水素製造工程 140 の炭酸ガス吸収装置 147 に本来必要の吸収液再生装置を不要にできるだけでなく、かかる再生熱が大幅に少なくなるので熱交率が改

善する。

即ち、原料フィーダ 1 1 5 から可燃物である原料 1 を低温ガス化炉 1 1 2 に供給し、400～1000℃の温度域で熱分解・ガス化して得られた生成ガスは、そのまま高温ガス化炉 1 1 4 に送られ、原料中の不燃物は低温ガス化炉 1 1 2 から別途取り出される。生成ガスは高温ガス化炉 1 1 4 において1000～1500℃の温度域で更にガス化され、低分子化される。高温ガス化炉 1 1 4 の温度は、生成ガス中に含まれる灰分が溶融する温度以上に維持され、生成ガス中の80～90%の灰分はスラグ化され、溶融スラグ 1 2 7 として系外に排出される。生成ガス中の有機物、炭化水素は高温ガス化炉内で完全に水素、一酸化炭素、水蒸気、二酸化炭素にまで分解される。高温ガス化炉 1 1 4 で得られた生成ガスは、その後、高温熱交換器 1 2 1 と廃熱ボイラ 1 2 2 で顕熱を回収され200℃、好ましくは350℃、更に好ましくは500度までに減温される。回収された顕熱は蒸気の発生やガス化剤の加熱等に用いられる。

ここで、都市ゴミ等の不定形可燃物を原料とする場合は、原料フィーダからの空気の漏れ込みを防止するために前述した図 1 8 に示すような原料フィーダを採用するのがよい。この際、該原料フィーダで原料を圧搾した際に生ずる圧搾水は廃熱ボイラ 1 2 2 に供給し、高温の生成ガスに混入することによって蒸発・分解される。

廃熱ボイラで顕熱を回収された生成ガス即ち被洗浄ガス 3 0 は、本発明の第 1 ガス洗浄器 A' に導かれ、第 1 洗浄液 8 2 b と対向流で接触し、被洗浄ガス 3 0 が第 1 洗浄液 8 2 b によって冷却されると共に被洗浄ガス 3 0 中の塩化水素等の強酸性ガスが第 1 洗浄液 8 2 b 中に吸収され、被洗浄ガス中のダスト成分も第 1 洗浄液 8 2 b に取り込まれる。次いで、

第 1 ガス洗浄部 A' から第 2 ガス洗浄部 A 2 に導かれた被洗浄ガスと第 2 洗浄液 8 2 c とが対向流で接触し被洗浄ガスが第 2 洗浄液 8 2 c によってさらに冷却され過飽和状態の水蒸気が凝縮すると共に、被洗浄ガス中の炭酸ガスと硫化水素等の弱酸性ガスが第 2 洗浄液 8 2 c に吸収される。これにより、第 2 ガス洗浄部 A 2 から得られた洗浄後ガス 3 1 はアルカリ溶液への溶解度が小さい一酸化炭素、水素、飽和状態の水蒸気、そしてアルカリ溶液中に溶解しきれなかった炭酸ガスを主成分とした清浄なガスになる。

一方、塩化水素等の強酸性ガスを吸収し、そして温度が上昇した第 1 洗浄液 8 2 b は気液分離器 3 a を経て第 1 再生器 B に送られ、第 1 再生器 B 内で被洗浄ガスとは成分の異なりかつ酸素を含む第 1 再生用ガス即ちガス化剤ガス 5 0、例えば酸素濃度が 8 0 % 以上、好ましくは 9 0 % 以上、更に好ましくは 9 3 % 以上の酸素を含む高濃度酸素ガス、もしくは純酸素ガスと接触し、第 1 再生器 B 内の温度における飽和水蒸気圧まで蒸気を発生する。

例えば、第 1 再生器 B が大気圧（約 0.1 MPa (1 bar)）、80 °C で運転された場合、第 1 再生器から排出される第 1 再生器オフガス 3 6 b には 4 7 % の水蒸気が同伴する。同時に、第 1 洗浄液 8 2 b は蒸発潜熱を奪われ冷却される。もちろん第 1 再生用ガス 3 5 b が第 1 再生器 B 内の飽和水蒸気圧以上の水蒸気を同伴しているような場合は、再生器での水分蒸発はなく、第 1 再生器 B での第 1 洗浄液冷却は行われぬ。従って、第 1 再生用ガス 3 5 b としては含有水蒸気が少ないほど、即ち露点が低いほど好ましい。

また、第 1 洗浄液 8 2 b は第 1 ガス洗浄部 A' にて強酸性ガスを吸収するので pH が低下し、そして、第 1 再生器 B にて水分が蒸発するので、



第 1 アルカリ剤と水を補給する必要がある。さらに、被洗浄ガスにダストが含まれていて該ダストが第 1 洗浄液 8 2 b に取込まれた場合は第 1 洗浄液 8 2 b からダストを固液分離することが必要である。本発明では第 1 洗浄液の循環経路に薬剤添加装置と濾過装置とをそれぞれ設け、第 1 アルカリ剤と該アルカリ剤希釈水としての水を添加して第 1 洗浄液 8 2 b を pH 調整し、そして第 1 洗浄液 8 2 b の全部又は 1 部を常時濾過して固形分を除去する。用いるアルカリ剤としてアルカリ性物質であれば何でもよいが、水酸化ナトリウム又は水酸化カリウムが好適である。調整する第 1 洗浄液 8 2 b の pH、即ち第 1 ガス洗浄部 A' 入口における第 1 洗浄液 8 2 b の pH は pH 4 以上であれば塩化水素ガスを吸収する能力をもつのでよいが、pH 11 以上になると強酸性ガスの他に炭酸ガスをも吸収するようになるので第 1 アルカリ剤消費量が増大し好ましくない。従って第 1 ガス洗浄部 A' 入口における第 1 洗浄液 8 2 b の pH は pH 4 ~ 11 の範囲が好ましく、さらに pH 5 ~ 10 の範囲がより好ましい。なお、第 1 アルカリ剤と前記強酸性ガスが中和反応して生成した塩類が第 1 洗浄液 8 2 b に徐々に蓄積するが、塩類の過度濃縮による弊害を防止するために第 1 洗浄液の一部を常時ブローする必要がある。

一方、飽和状態の水蒸気を同伴した第 1 再生器オフガス 3 6 b は、高温熱交換器 1 2 1 にて昇温され、ガス化炉にガス化剤及び部分酸化のための酸化剤として供給される。

第 1 洗浄液 8 2 b の温度については、第 1 ガス洗浄部の洗浄液出口での第 1 洗浄液温度  $T_{1\text{out}}$  が沸点以下 20 °C 以内であればよく、沸点以下 10 °C 以内であればなお好ましく、沸点以下 5 °C 以内であればさらに好ましい。また、第 1 ガス洗浄部 A' の洗浄液入口での第 1 洗浄液温度  $T_{1\text{in}}$  が前記第 1 ガス洗浄部 A' の洗浄液出口での第 1 洗浄液温度

T 1 o u t 以下 20℃以内であればよいが、被洗浄ガス中の水蒸気の飽和温度以下 5℃以内であればなお好ましい。

なお、第 1 洗浄液 8 2 b の循環量は前記第 1 ガス洗浄部 A' の洗浄液の出口及び入口での第 1 洗浄液温度を満足するように、被洗浄ガスの流量、温度及び比熱より決定すればよい。

第 1 再生器 B から引抜かれた第 1 洗浄液 8 2 b は気液分離器 3 b を経て第 1 ガス洗浄部 A' に返送される。

また、硫化水素等の弱酸性ガス及び炭酸ガスを吸収し、そして水蒸気が凝縮して温度が上昇した第 2 洗浄液 8 2 c は第 2 再生器 C に送られ、第 2 再生器 C 内で被洗浄ガスとは成分の異なる第 2 再生用ガス 3 5 c、例えばターボチャージャ 1 6 4 を出た燃料電池発電工程の燃焼排ガス 1 6 6 と接触し、第 2 再生器 C 内の温度における飽和水蒸気圧まで蒸気を発生すると共に、脱炭酸しアルカリ再生が行われる。

また、本実施例では水素製造工程 1 4 0 の炭酸ガス吸収装置 1 4 7 における炭酸ガスの吸収分離を完全にするのが好ましいが、例えば炭酸吸収後ガス 1 8 8 の残留炭酸濃度を 1%以下、望ましくは 0.5%以下にするためには、第 2 再生器 C における第 2 洗浄液の再生をより完全にする必要がある。本実施例ではリボイラ 8 4 を設け、蒸気タービン 1 2 5 を出た低圧蒸気 1 2 4 を用いて第 2 洗浄液 8 2 c をさらに加熱して再生を促進することができる。当然のことながら前記燃焼排ガス 1 6 6 を用いずに低圧蒸気 1 2 4 だけで第 2 洗浄液 8 2 c の再生を行うこともできる。なお、リボイラ 8 4 を出た復水 1 2 4 a は廃熱ボイラ 1 2 2 に返送される。

本発明では用いる第 2 のアルカリ剤が無機系アルカリ剤と有機系アルカリ剤のいずれでもよいが、炭酸ガスに対する吸収能力が強いアルカノ

ールアミン吸収液がなお好適であり、具体的な吸収剤としてモノエタノールアミン（MEA）、ジエタノールアミン（DEA）、メチルジエタノールアミン（MDA）などが挙げられる。アルカノールアミン吸収液による吸収反応を下記に記す。なお該吸収液の再生反応は下記反応の逆反応である。



一方、脱離した炭酸ガス及び飽和状態の水蒸気を同伴した第2再生器オフガス36cは、凝縮器80c及び凝縮水分離器81cを経て排出される。なお、凝縮水分離器81cで回収された凝縮水は第2洗浄液82cの希釈水又は第1アルカリ剤の希釈水又は第1洗浄液82bの希釈水として系内に戻すことができる。

第2洗浄液82cの温度については、第2ガス洗浄部A2の洗浄液出口での第2洗浄液温度 $T_{2out}$ が前記第1ガス洗浄部A'の洗浄液入口での第1洗浄液温度 $T_{1in}$ 以下20℃以内、好ましくは第1ガス洗浄部A'の洗浄液入口での第1洗浄液温度 $T_{1in}$ 以下10℃以内であるのがよい。また、第2ガス洗浄部A2の洗浄液入口での第2洗浄液温度 $T_{2in}$ が前記第2ガス洗浄部A2の洗浄液出口での第2洗浄液温度 $T_{2out}$ より5℃以上、好ましくは10℃以上、更に好ましくは20℃以上低い温度であるのがよい。

なお、第2洗浄液82cの循環流量は前記第2ガス洗浄部A2の洗浄液の出口及び入口での第2洗浄液温度を満足するように、被洗浄ガスの流量、温度及び比熱より決定すればよい。

第2再生器Cから引抜かれた第2洗浄液82cは水素製造工程140の炭酸ガス吸収装置147に送られる。

一方、洗浄・冷却された洗浄後ガス31は、ガス圧縮機135で20

0～800kPaに昇圧されて水素製造工程140に供給される。ガス圧縮機135は、廃熱ボイラ122からの高圧蒸気123を用いた蒸気タービン125によって駆動される。また、蒸気タービン125から出た低圧蒸気124を前述のように、リボイラ84に送り第2洗浄液82cの再生熱源として利用することが出来る。

水素製造工程140は生成ガス中の硫黄分を除去する脱硫反応装置141、生成ガス中の一酸化炭素と水を反応させて水素と二酸化炭素に変成する変成反応装置142、変成後のガス中の炭酸ガスを吸収除去する炭酸ガス吸収装置147、炭酸ガス吸収後ガス188に残る一酸化炭素を除去するCO除去装置150から構成され、生成ガスはそれぞれの装置で順次処理され、高濃度水素ガス69が得られる。なお、CO除去装置150にはガス中の一酸化炭素を選択的に燃焼させる選択酸化装置、もしくはガス中の一酸化炭素、二酸化炭素を水素と反応させてメタンを生成するメタン化反応装置、もしくは一酸化炭素、二酸化炭素や窒素など水素以外のガス成分を活性炭やゼオライト等吸着材に吸着分離する水素精製用PSA（圧カスイングガス吸着装置）が用いられる。

本実施例の炭酸ガス吸収装置147では炭酸ガス吸収塔181と送液ポンプ182と熱交換器183と冷却器184とが設けられており、前記酸性ガス洗浄装置の第2再生器Cで再生された第2洗浄液82cが熱交換器183と冷却器184を経て炭酸吸収塔181の上部に導入され、該吸収塔の下部より導入された変成後ガス143と向流接触して炭酸ガスを吸収した後に、底部から送液ポンプ182により熱交換器183を経て前記第2ガス洗浄部A2に返送される。なお、前記第2洗浄液82cを冷却器184により炭酸吸収に適した温度、好ましくは40～70℃に冷却してから吸収塔181に導入する。用いる冷却器184の冷却

方式は水冷と空冷のいずれでもよい。また、炭酸ガス吸収装置 1 4 7 を出た第 2 洗浄液 8 2 c を前記第 2 ガス洗浄部 A 2 の入口温度  $T_{2in}$  に調節してから該洗浄部に導入することができる。

また、炭酸ガス吸収装置 1 4 7 での炭酸吸収負荷が比較的少なく、つまり炭酸吸収塔 1 8 1 に供給すべき第 2 吸収液の流量が第 2 ガス洗浄部 A 2 に供給する第 2 洗浄液の流量よりも明らかに少ない場合は、前記第 2 再生器 C を出た第 2 洗浄液 8 2 c を分岐し、一部を前記炭酸ガス吸収装置 1 4 7 に送り、残りを直接に又は温度調節のための冷却器を経由して前記第 2 ガス洗浄部 A 2 に返送することもできる。この場合、炭酸ガス吸収装置 1 4 7 を出た第 2 吸収液 8 2 c を第 2 ガス洗浄部 A 2 に送るか、又は第 2 再生器 C に返送することができる。

燃料電池発電工程 1 6 0 では、高濃度水素ガス 6 9 を燃料電池の水素極に、空気 5 3 をターボチャージャ 1 6 4 により昇圧して燃料電池の酸素極に供給して発電する。用いる燃料電池は、水素を燃料とできる燃料電池ならばよく、固体高分子型、リン酸型、熔融炭酸塩型、固体電解質型のいずれでもよい。

水素極オフガス 1 6 1、酸素極オフガス 1 6 2 は共にオフガスバーナ 1 6 3 に導かれ、燃焼される。オフガスバーナ 1 6 3 の燃焼排ガス 1 6 5 はターボチャージャ 1 6 4 に供給されて、燃料電池の酸素極に供給する空気 5 3 を昇圧し、その後、第 2 再生器 C の再生ガスとして用いられる。また、第 2 再生器 C での再生が前記低圧蒸気 1 2 4 だけで行われる場合は前記燃焼排ガス 1 6 6 が水蒸気及び熱回収後に系外へ排出される。

以上説明したように、本発明の酸性ガス洗浄装置及び方法によれば、湿式スクラバの低温排熱を有効に利用して、水蒸気を発生させることと炭酸ガスを吸収分離することによって、エネルギー効率を高めるだけで

なく、湿式スクラバの酸性ガス除去性能を飛躍的に向上させることができる。また本発明によれば、上述の利点を有した上記酸性ガス洗浄装置とガス化装置とを組み合わせた可燃物のガス化システムおよび上記酸性ガス洗浄装置と焼却装置とを組み合わせた可燃物の焼却システムを構築することができる。さらに可燃物のガス化システムと燃料電池とを組み合わせた可燃物のガス化燃料電池発電システムを構築することができる。

#### 産業上の利用可能性

本発明は、炭酸ガスを含む被洗浄ガスをアルカリ剤を含むガス洗浄液と接触させて被洗浄ガスを冷却すると共に被洗浄ガス中の酸性ガスを除去する酸性ガス洗浄装置及び方法に関するものであり、酸性ガス洗浄装置とガス化装置とを組み合わせた可燃物のガス化システムおよび酸性ガス洗浄装置と焼却装置とを組み合わせた可燃物の焼却システム、さらに可燃物のガス化システムと燃料電池とを組み合わせた可燃物のガス化燃料電池発電システムに好適に利用可能である。

## 請求の範囲

1. 炭酸ガスを含む被洗浄ガスをアルカリ剤を含むガス洗浄液と接触させて該被洗浄ガス中の酸性ガスを除去する方法であって、

前記ガス洗浄液を前記被洗浄ガスとは成分の異なる再生用ガスと接触させることによって再生し、再生したガス洗浄液を前記炭酸ガスを含む被洗浄ガスの洗浄液として用いることを特徴とする酸性ガス洗浄方法。

2. 炭酸ガスを含む被洗浄ガスをアルカリ剤を含むガス洗浄液と接触させて該被洗浄ガス中の酸性ガスを除去する方法であって、

前記ガス洗浄液を前記被洗浄ガスとは成分の異なる再生用ガスと接触させることによって再生した後、該再生用ガスと同じかまたは成分の異なる第2の再生用ガスと接触させることによって再生し、再生したガス洗浄液を前記炭酸ガスを含む被洗浄ガスの洗浄液として用いることを特徴とする酸性ガス洗浄方法。

3. 塩化水素等の強酸性ガスと、硫化水素や炭酸ガス等の弱酸性ガスとを含む被洗浄ガスをアルカリ剤を含むガス洗浄液と接触させて該被洗浄ガス中の酸性ガスを除去する方法であって、

前記被洗浄ガスを第1のアルカリ剤を含む第1ガス洗浄液と接触させて被洗浄ガス中の強酸性ガスを除去した後、第2のアルカリ剤を含む第2ガス洗浄液と接触させて被洗浄ガス中の炭酸ガス及び弱酸性ガスを除去する一方、第1ガス洗浄液及び第2ガス洗浄液をそれぞれ前記被洗浄ガスとは成分の異なる第1の再生用ガス及び第2の再生用ガスと接触させることによって再生し、再生した第1ガス洗浄液及び第2ガス洗浄液

を前記被洗浄ガスの洗浄液として用いることを特徴とする酸性ガス洗浄方法。

4. 前記被洗浄ガスは可燃物をガス化工程でガス化したガスであることを特徴とする請求項 1 乃至 3 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄方法。

5. 前記被洗浄ガスは洗浄された後、水素製造工程に供給されることを特徴とする請求項 1 乃至 4 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄方法。

6. 前記被洗浄ガスは洗浄された後、水素製造工程を経て燃料電池に燃料として供給されることを特徴とする請求項 1 乃至 5 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄方法。

7. 前記被洗浄ガスは可燃物を焼却したガスであることを特徴とする請求項 1 乃至 3 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄方法。

8. 炭酸ガスを含む被洗浄ガスとアルカリ剤を含むガス洗浄液とを接触させて被洗浄ガス中の酸性ガスを除去するガス洗浄器と、ガス洗浄液および被洗浄ガスとは成分の異なる再生用ガスを接触させることによってガス洗浄液を再生および冷却する洗浄液再生器と、前記ガス洗浄器と洗浄液再生器との間に配置され洗浄液を循環させる循環手段とを備えたことを特徴とする酸性ガス洗浄装置。

9. 炭酸ガスを含む被洗浄ガスとアルカリ剤を含むガス洗浄液とを接触させて被洗浄ガス中の酸性ガスを除去するガス洗浄器と、ガス洗浄液お



よび被洗浄ガスとは成分の異なる第 1 の再生用ガスを接触させることによってガス洗浄液を再生および冷却する第 1 の洗浄液再生器と、更に第 1 の洗浄液再生器から排出されたガス洗浄液を、第 1 の再生用ガスと同じかまたは成分の異なる第 2 の再生用ガスと接触させることによってガス洗浄液を再生および冷却する第 2 の洗浄液再生器と、前記ガス洗浄器と第 2 の再生器との間に配置され洗浄液を循環させる循環手段とを備えたことを特徴とする酸性ガス洗浄装置。

10. 炭酸ガスを含む被洗浄ガスとアルカリ剤を含むガス洗浄液とを接触させて被洗浄ガス中の酸性ガスを除去するガス洗浄器と、ガス洗浄液および被洗浄ガスとは成分の異なる複数の種類の再生用ガスを接触させることによってガス洗浄液を再生および冷却する 3 段以上の洗浄液再生器とを備え、最終段の再生器から前記ガス洗浄器へと洗浄液を返送する目的で最終段の再生器とガス洗浄器との間に配置され、洗浄液を循環させる循環手段を備えたことを特徴とする酸性ガス洗浄装置。

11. ガス洗浄液に同伴する被洗浄ガス成分を分離するために、ガス洗浄器と洗浄液再生器の間に気液分離器を設け、ガス洗浄器から流入したガス洗浄液を、気液分離した後に洗浄液再生器へ流入させることを特徴とする請求項 8 又は 9 又は 10 に記載の酸性ガス洗浄装置。

12. 洗浄液の再生用ガスとして、空気等の酸素含有ガスまたは純酸素を用いることを特徴とする請求項 8 乃至 11 のいずれか 1 項に記載の酸性ガス洗浄装置。

13. ガス洗浄液に同伴するガス成分を分離するために、洗浄液再生器の洗浄液流路の下流に気液分離器を設け、洗浄液再生器から流入したガス洗浄液を気液分離し、同伴するガス成分を除去した後に更に下流の再生器もしくはガス洗浄器へ流入させることを特徴とする請求項12に記載の酸性ガス洗浄装置。

14. ガス洗浄器内の気相の圧力が80kPa以上110kPa以下、洗浄液再生器の気相の圧力が110kPa以上200kPa以下で運転することを特徴とする請求項8乃至13のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置。

15. 循環する洗浄液の温度が50℃以上300℃以下であることを特徴とする請求項8乃至14のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置。

16. 循環する洗浄液の温度が50℃以上200℃以下であることを特徴とする請求項8乃至14のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置。

17. 循環する洗浄液の温度が50℃以上100℃以下であることを特徴とする請求項8乃至14のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置。

18. 塩化水素等の強酸性ガスと、硫化水素や炭酸ガス等の弱酸性ガスとを含む被洗浄ガスと、第1のアルカリ剤を含む第1ガス洗浄液とを対向流で接触させて被洗浄ガスを冷却すると共に被洗浄ガス中の強酸性ガスを除去する第1ガス洗浄部と、第1ガス洗浄部を出た被洗浄ガスと第2のアルカリ剤を含む第2ガス洗浄液とを対向流で接触させて被洗浄ガ

スをさらに冷却すると共に被洗浄ガス中の炭酸ガス及び弱酸性ガスを除去する第2ガス洗浄部と、第1ガス洗浄液および被洗浄ガスとは成分の異なる第1の再生用ガスとを対向流で接触させることによって第1ガス洗浄液を再生および冷却する第1洗浄液再生器と、第2ガス洗浄液および被洗浄ガスとは成分の異なる第2の再生用ガスとを対向流で接触させることによって第2ガス洗浄液を再生および冷却する第2洗浄液再生器と、前記第1ガス洗浄部と第1洗浄液再生器との間に配置され第1洗浄液を循環させる循環手段と、前記第2ガス洗浄部と第2洗浄液再生器との間に配置され第2洗浄液を循環させる循環手段とを備えたことを特徴とする酸性ガス洗浄装置。

19. 前記第1ガス洗浄部と第1洗浄液再生器との間に配置され第1洗浄液を循環させる循環手段において、第1のアルカリ剤の水溶液を添加する薬剤添加手段と、第1洗浄液中の固形物を分離する固液分離手段とを備えたことを特徴とする請求項18に記載の酸性ガス洗浄装置。

20. 第1及び第2のガス洗浄液に同伴する被洗浄ガス成分を分離するために、第1ガス洗浄部と第1洗浄液再生器の間及び第2ガス洗浄液と第2洗浄液再生器の間にそれぞれ気液分離器を設けることを特徴とする請求項18又は19に記載の酸性ガス洗浄装置。

21. 第1の再生用ガスとして、空気等の酸素含有ガスまたは純酸素を用いることを特徴とする請求項18乃至20のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置。

22. 第1及び第2のガス洗浄液に同伴する再生ガス成分を分離するために、第1及び第2の洗浄液再生器の洗浄液流路の下流に気液分離器を設けることを特徴とする請求項18乃至21のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置。

23. 第1及び第2ガス洗浄部内の気相の圧力が80kPa以上110kPa以下、第1及び第2洗浄液再生器の気相の圧力が110kPa以上200kPa以下で運転することを特徴とする請求項18乃至22のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置。

24. 第1ガス洗浄部の洗浄液の出口における第1洗浄液の温度が該洗浄液の沸点以下20℃以内であり、第1ガス洗浄部の洗浄液入口における第1洗浄液の温度が前記第1ガス洗浄部の洗浄液出口の第1洗浄液温度以下20℃以内または被洗浄ガス中に含まれる水蒸気の飽和温度以下5℃以内であることを特徴とする請求項18乃至23のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置。

25. 第2ガス洗浄部の洗浄液出口における第2洗浄液の温度が前記第1ガス洗浄部の洗浄液入口における第1洗浄液の温度以下20℃以内であり、第2ガス洗浄部の洗浄液入口における第2洗浄液の温度が前記第2ガス洗浄部の洗浄液出口の第2洗浄液温度よりも5℃以上低いことを特徴とする請求項18乃至24のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置。

26. 第1ガス洗浄部における第1洗浄液のpHが4以上11以下、第2ガス洗浄部における第2洗浄液のpHが7以上12以下であることを特徴とする請求項18乃至25のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置。

27. 可燃性廃棄物、バイオマス、石炭等の可燃物から可燃性のガスを得るガス化装置を設け、該ガス化装置から生成する生成ガスを請求項1乃至2のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄方法又は請求項8乃至17のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置で洗浄し、該酸性ガス洗浄装置の再生器オフガスを前記ガス化装置へ導き、ガス化のためのガス化剤として利用することを特徴とする可燃物のガス化システム。

28. 可燃性廃棄物、バイオマス、石炭等の可燃物から可燃性のガスを得るガス化装置を設け、該ガス化装置から生成する生成ガスを請求項3に記載の酸性ガス洗浄方法又は請求項18乃至26のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置で冷却すると共に洗浄し、該酸性ガス洗浄装置の第1洗浄液再生器オフガスを前記ガス化装置へ導き、ガス化のためのガス化剤として利用することを特徴とする可燃物のガス化システム。

29. 前記ガス化装置として450℃以上950℃以下の層温で運転される流動床ガス化炉を用いることを特徴とする請求項27又は28に記載の可燃物のガス化システム。

30. 前記ガス化装置として流動床ガス化炉の下流に1200℃以上1500℃以下の温度で運転され、生成ガス中に含まれるダスト成分をスラグ化する溶融炉を用いることを特徴とする請求項29に記載の可燃物のガス化システム。

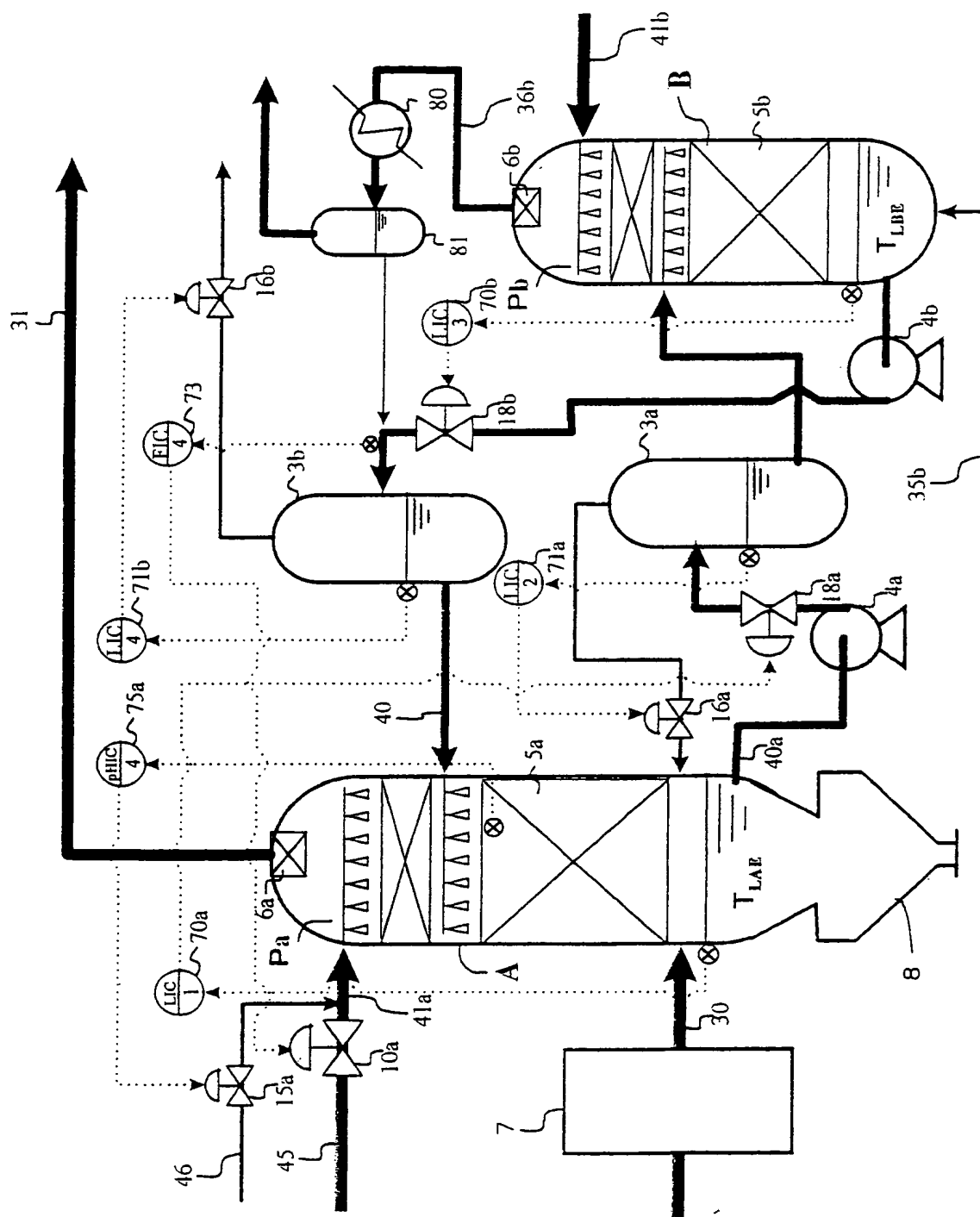
31. 可燃性廃棄物等の可燃物を焼却する焼却装置を設け、該焼却装置からの燃烧排ガスを請求項8乃至17のいずれか1項に記載の酸性ガス洗浄装置で洗浄し、該酸性ガス洗浄装置の再生用ガスを前記焼却装置へ導き、燃烧用酸化ガスとして利用することを特徴とする可燃物の焼却システム。

32. 前記焼却装置として450℃以上950℃以下の層温で運転される流動床焼却炉を用いることを特徴とする請求項31に記載の可燃物の焼却システム。

33. 前記焼却装置として流動床焼却炉の下流に1200℃以上1500℃以下の温度で運転され、燃烧ガス中に含まれるダスト成分をスラグ化する溶融炉を用いることを特徴とする請求項32に記載の可燃物の焼却システム。

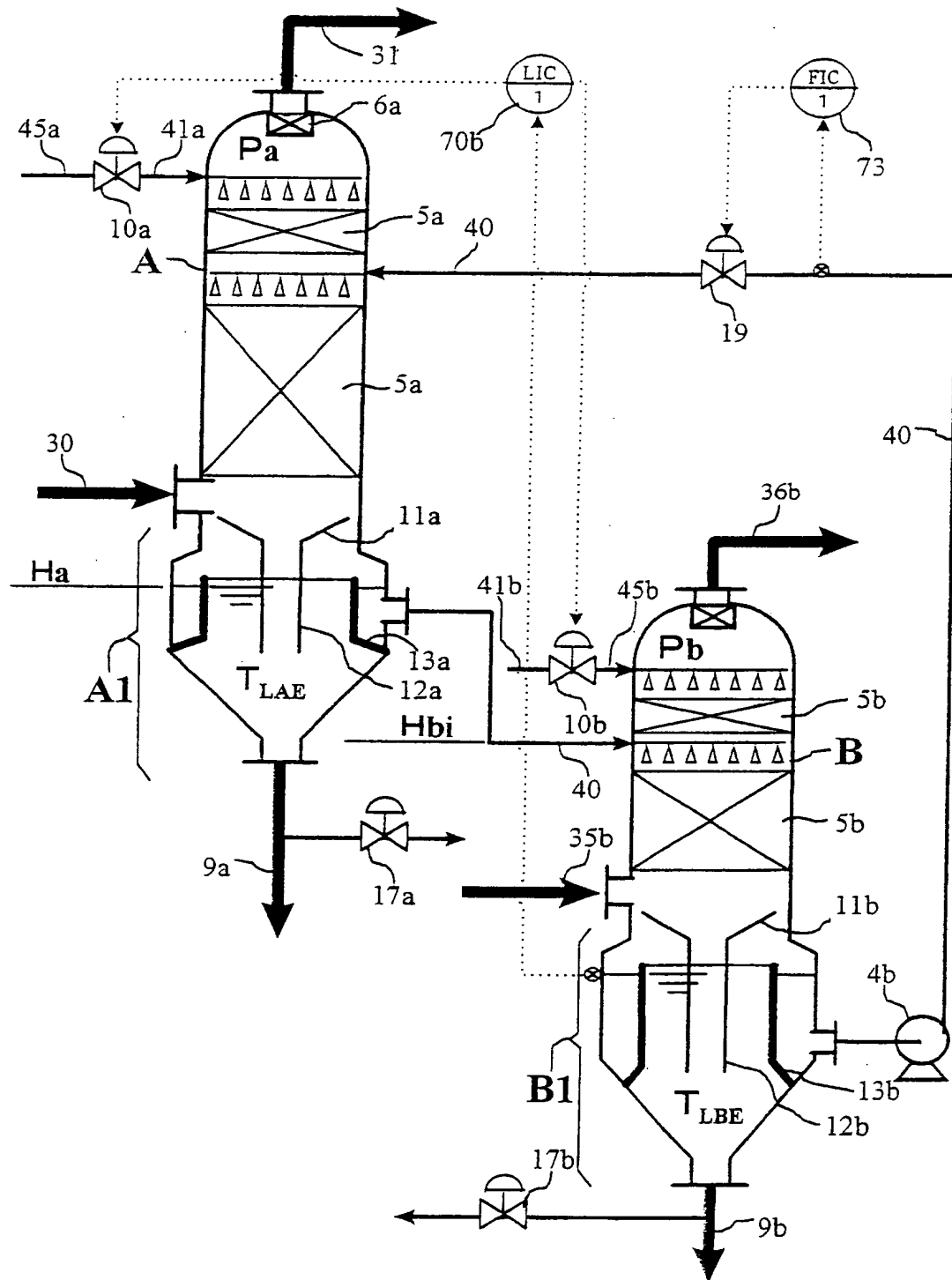
**1/20**

**FIG. 1**



**2/20**

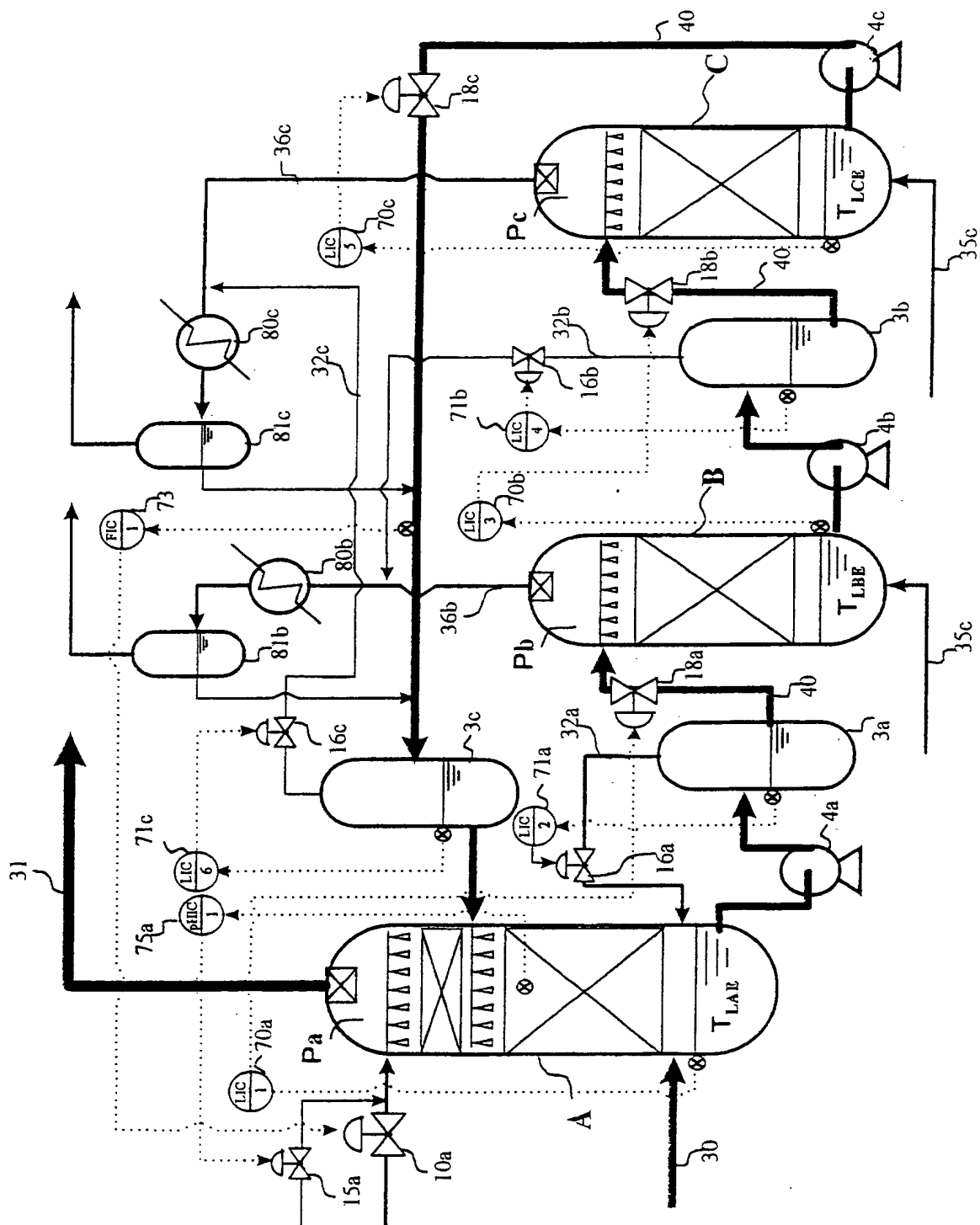
**FIG. 2**





3/20

FIG. 3



**4/20**

**FIG. 4**

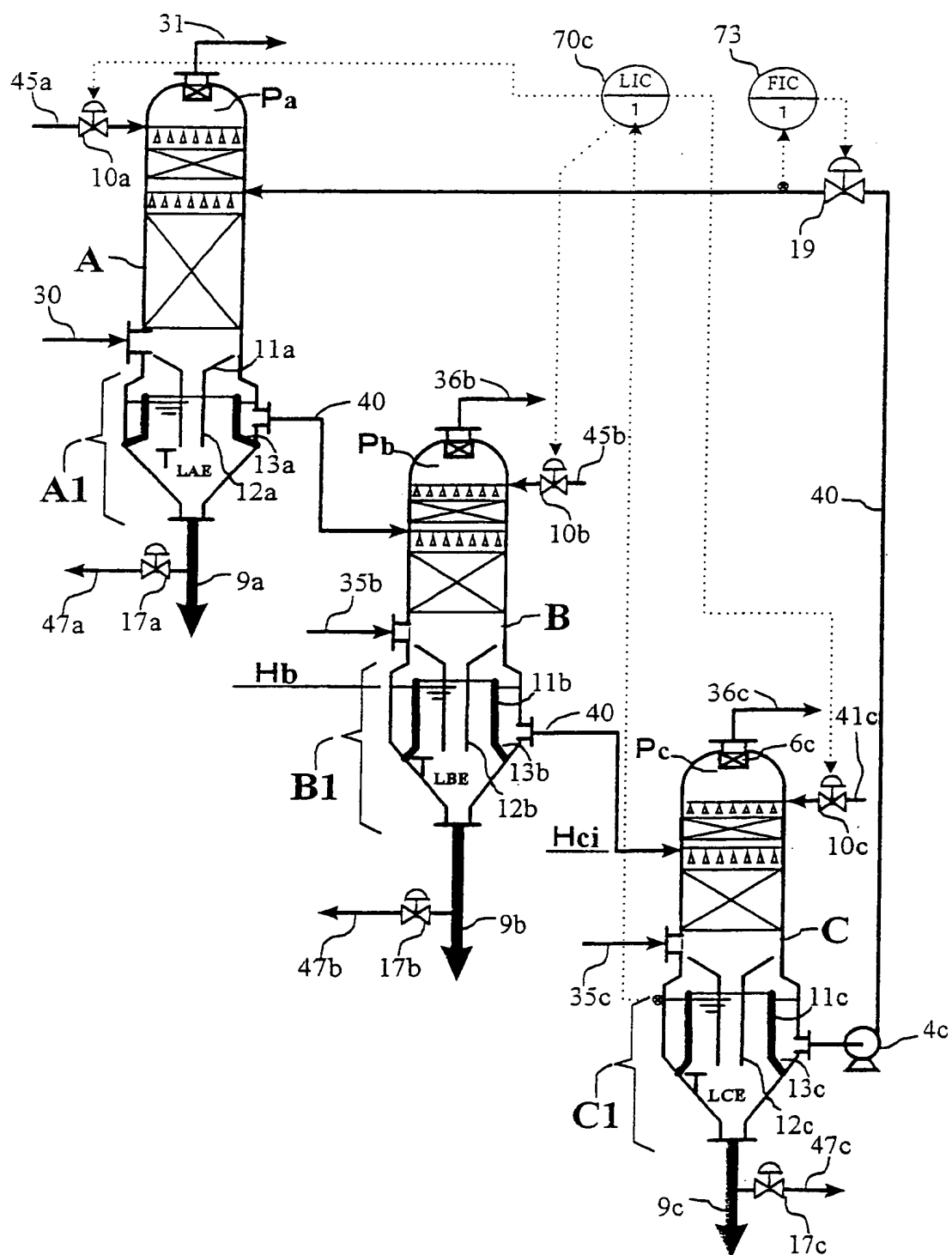
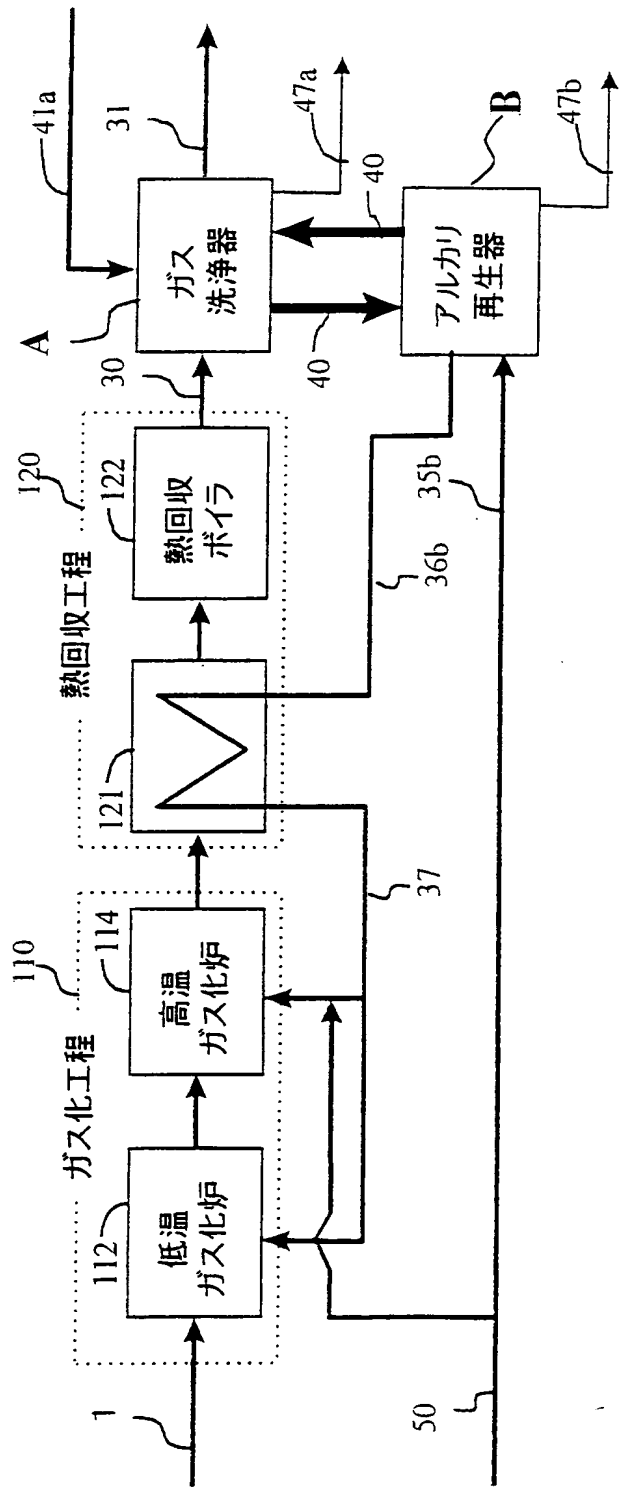
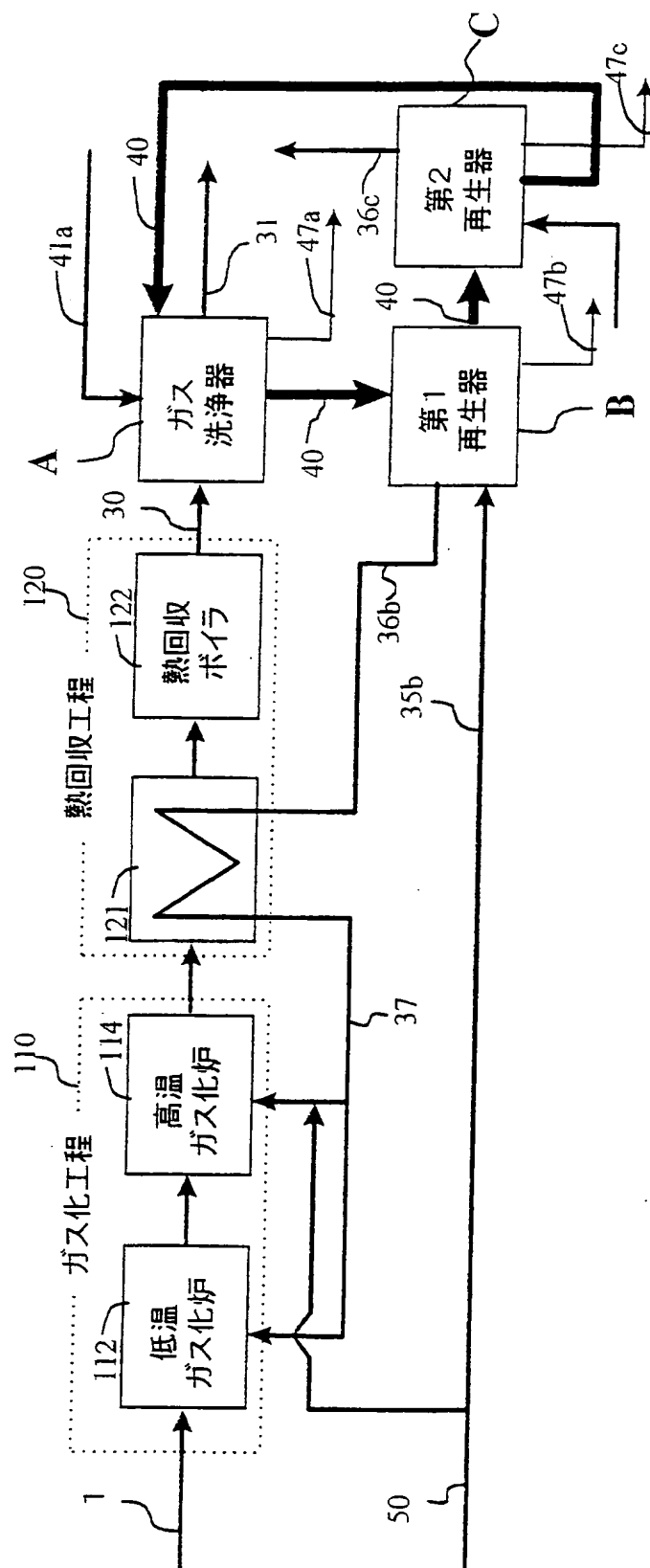


FIG. 5



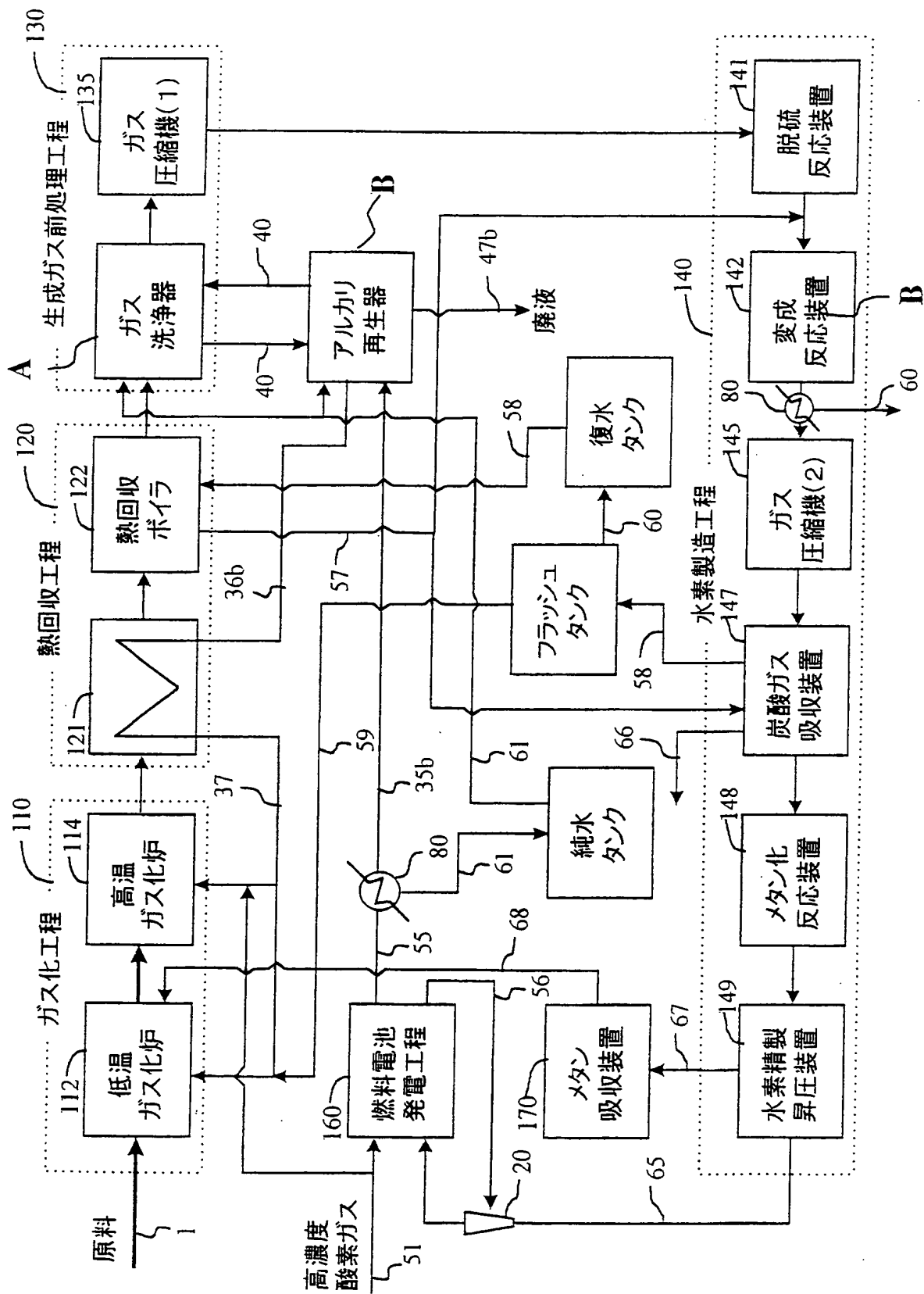
6/20

FIG. 6



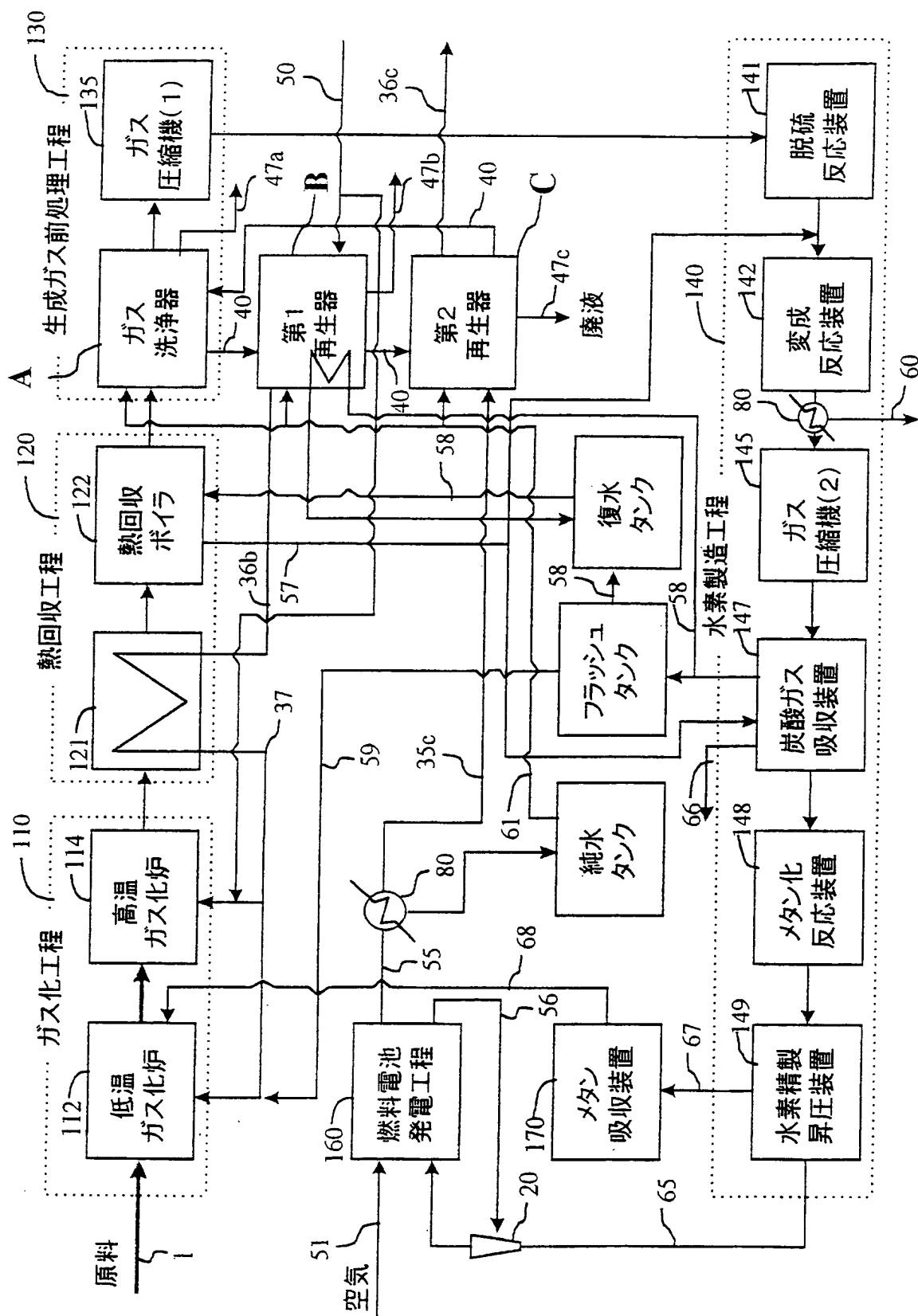
7/20

FIG. 7



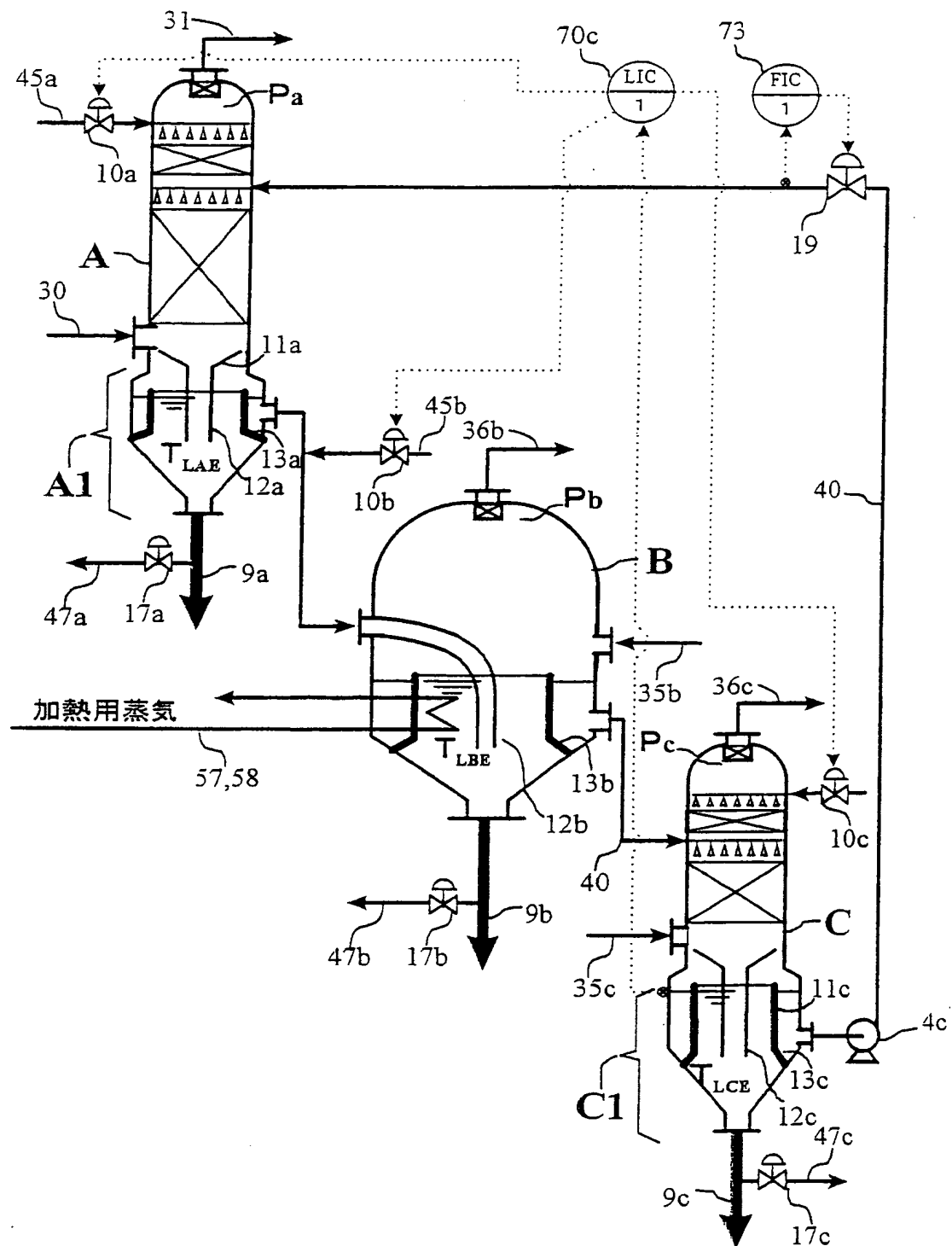
8/20

FIG. 8



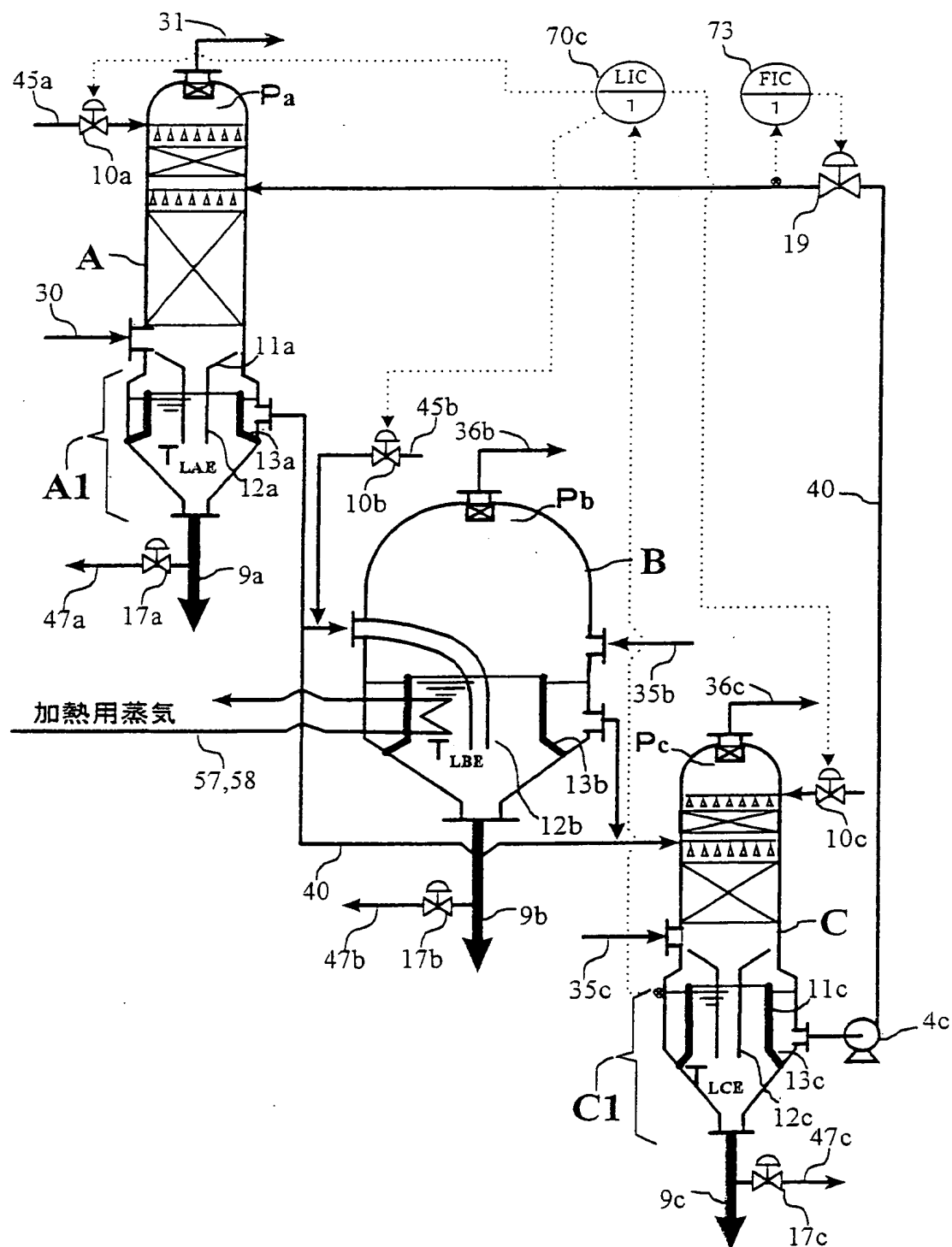
9/20

FIG. 9



10/20

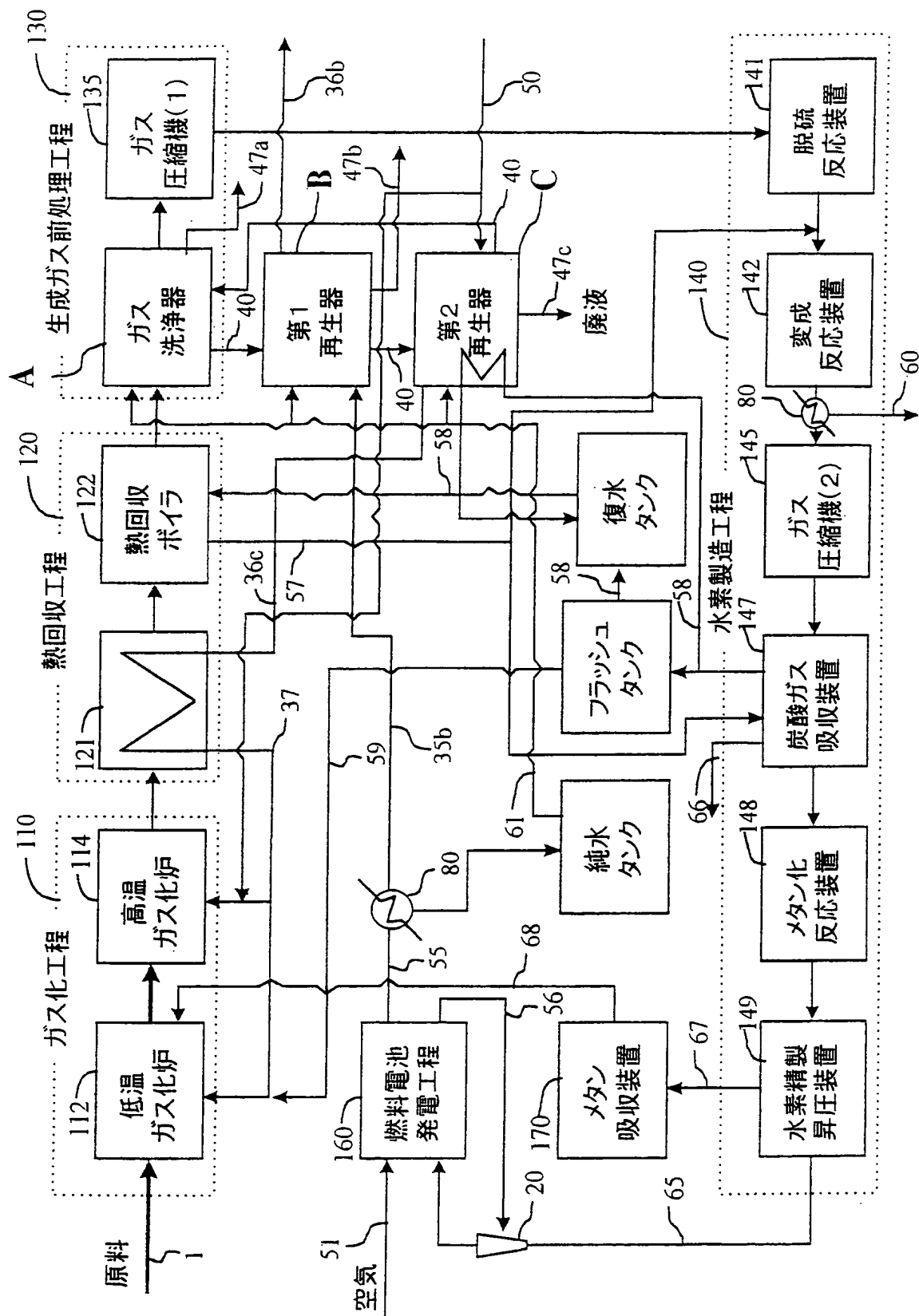
FIG. 10





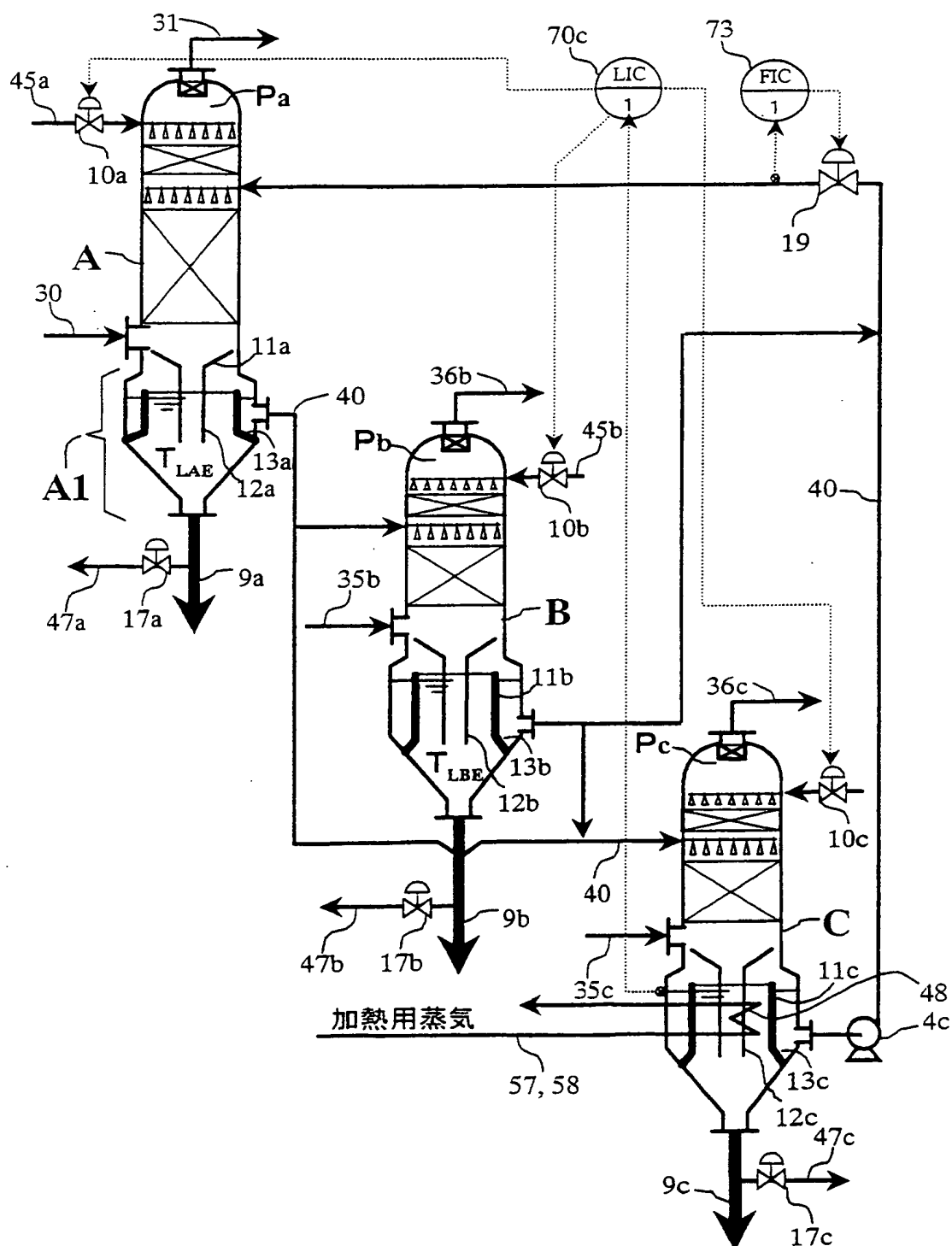
11/20

FIG. 11



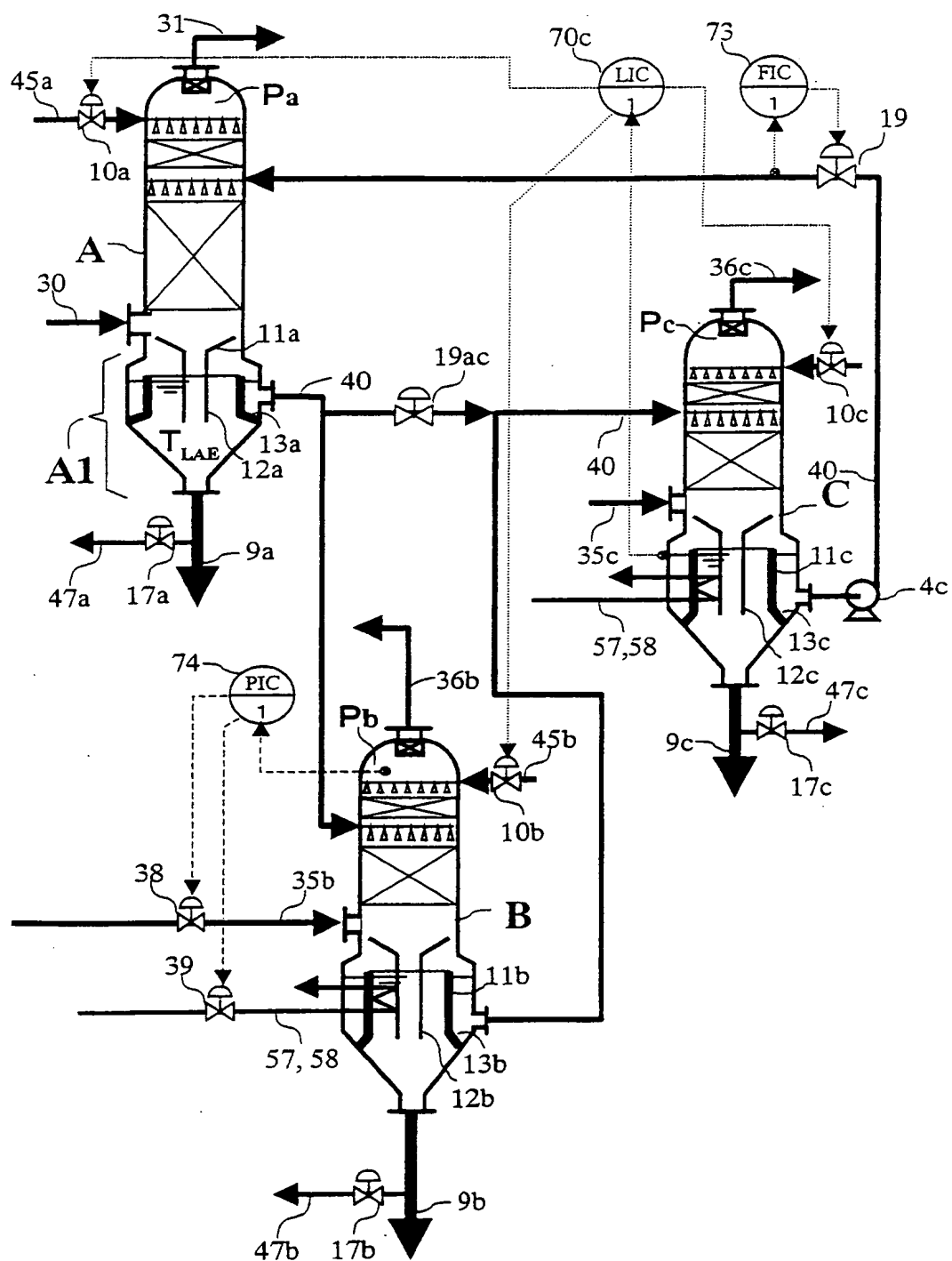
12/20

FIG. 12



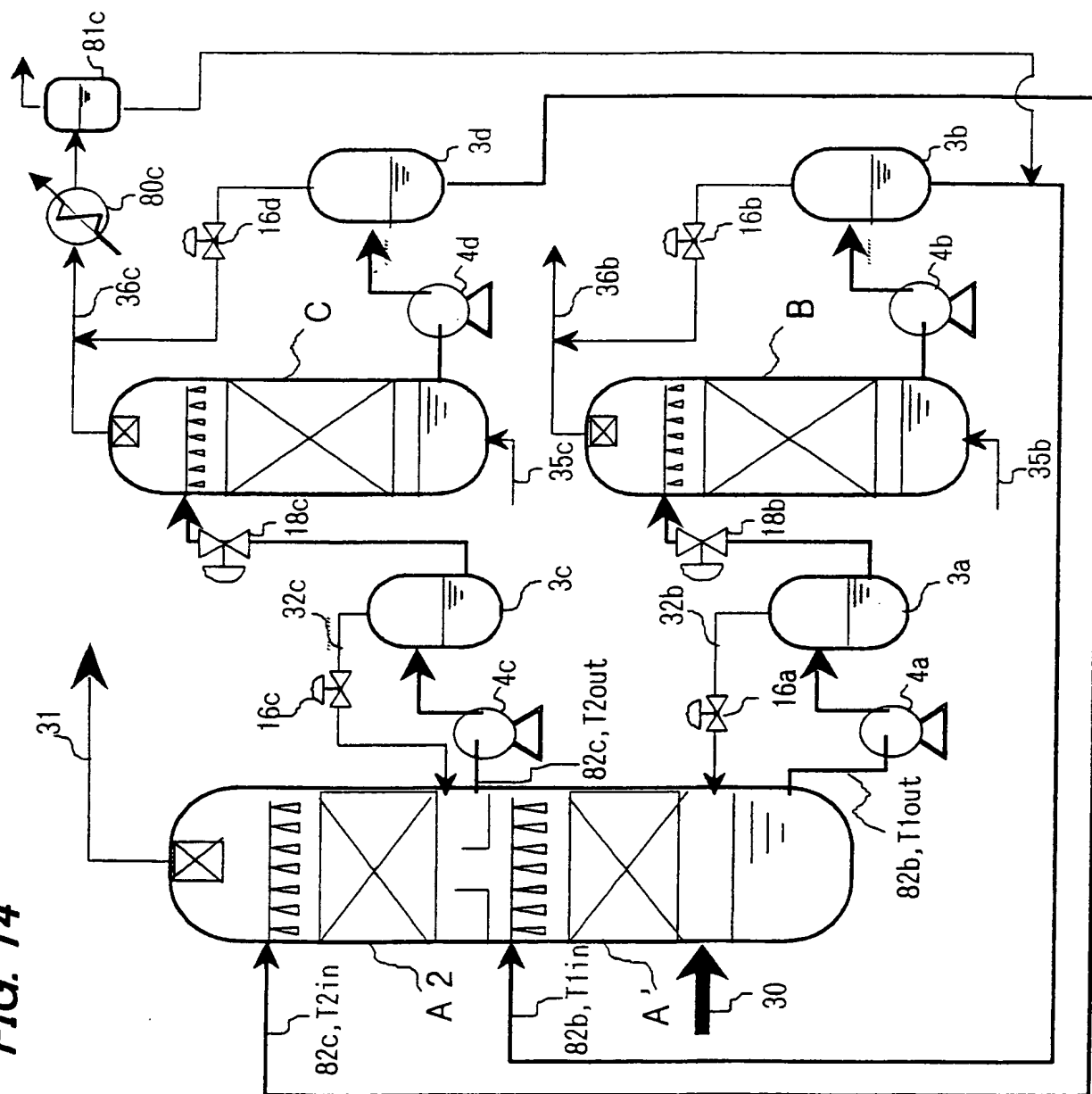
13/20

FIG. 13



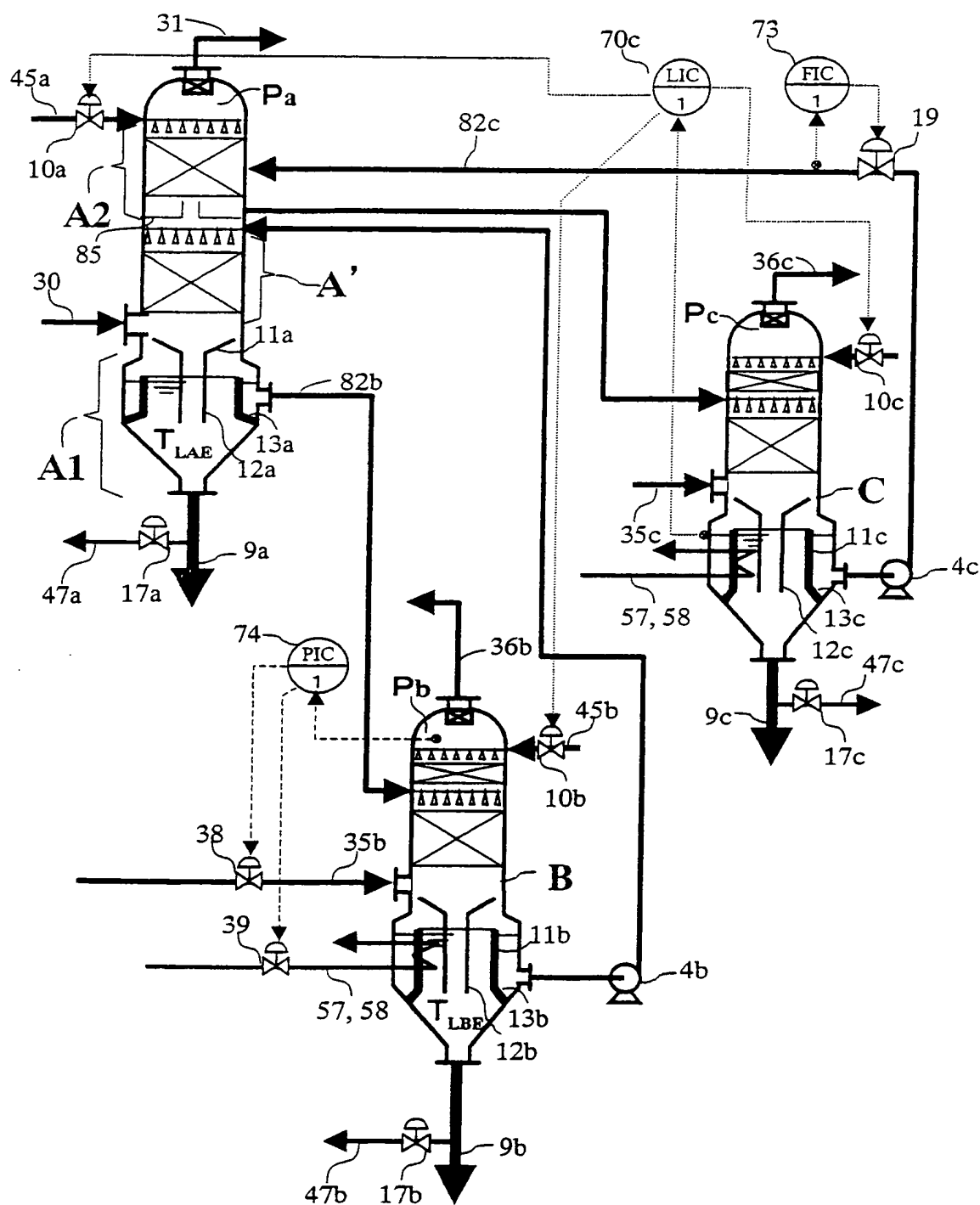
14/20

FIG. 14

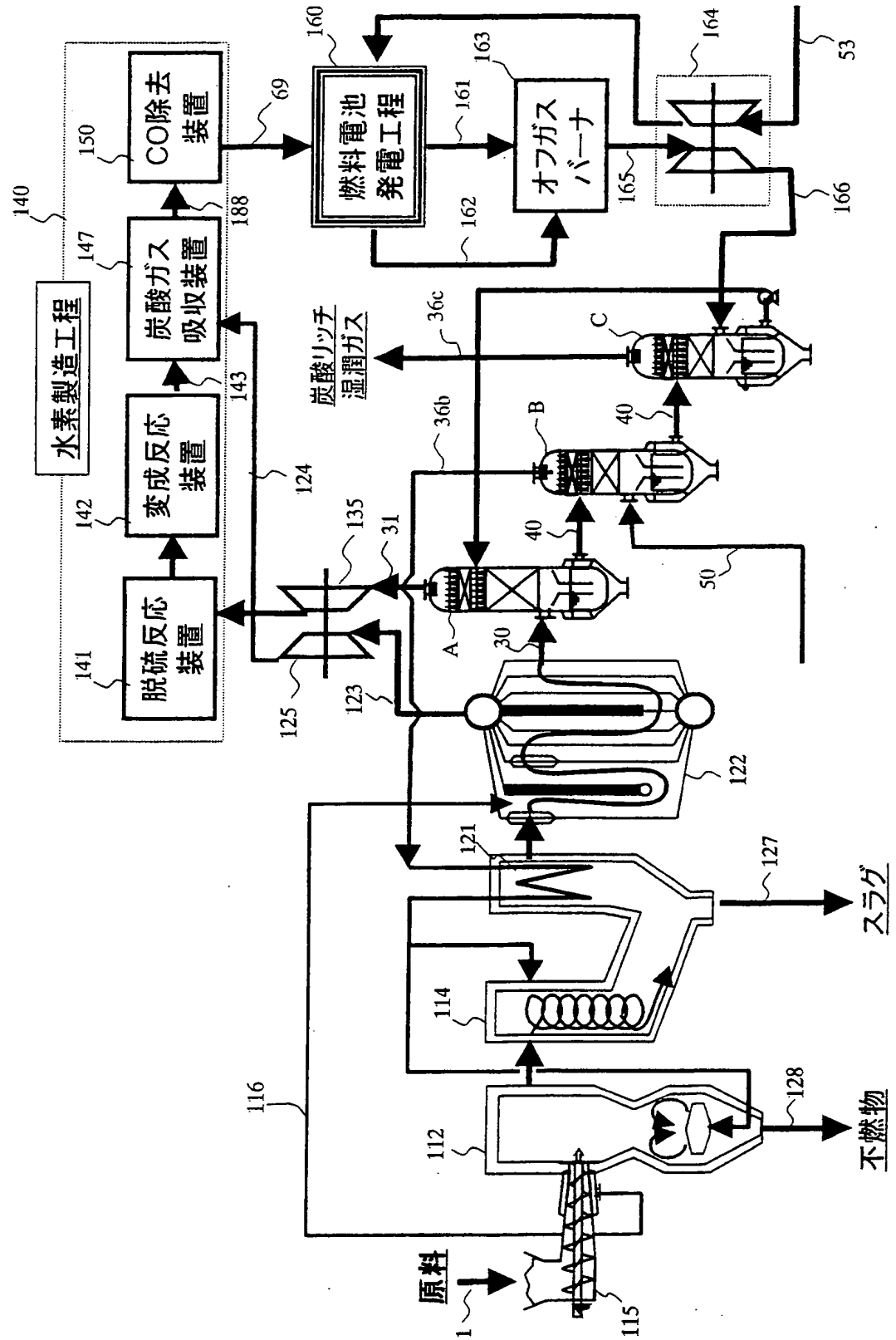


15/20

FIG. 15

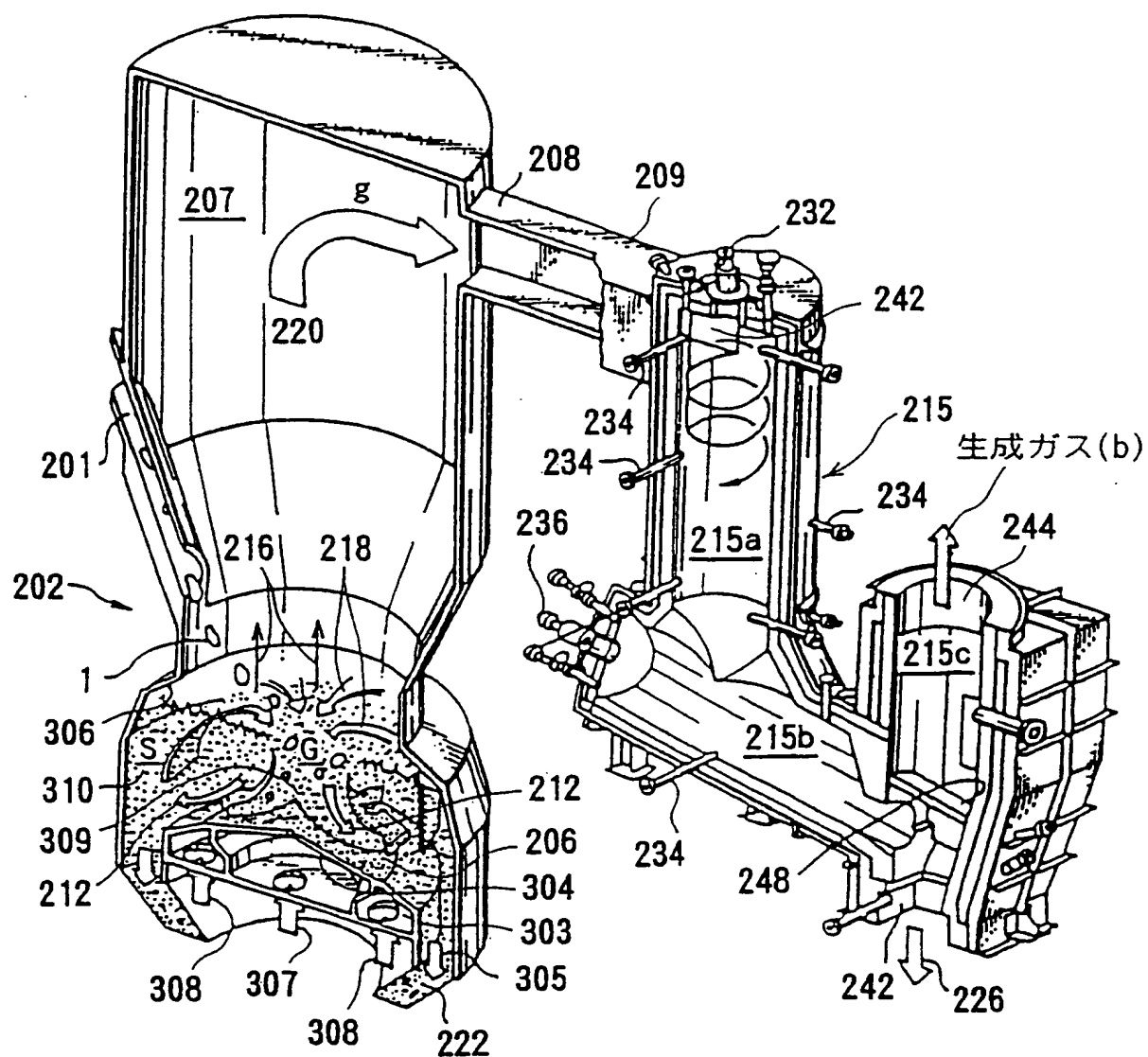


**FIG. 16**



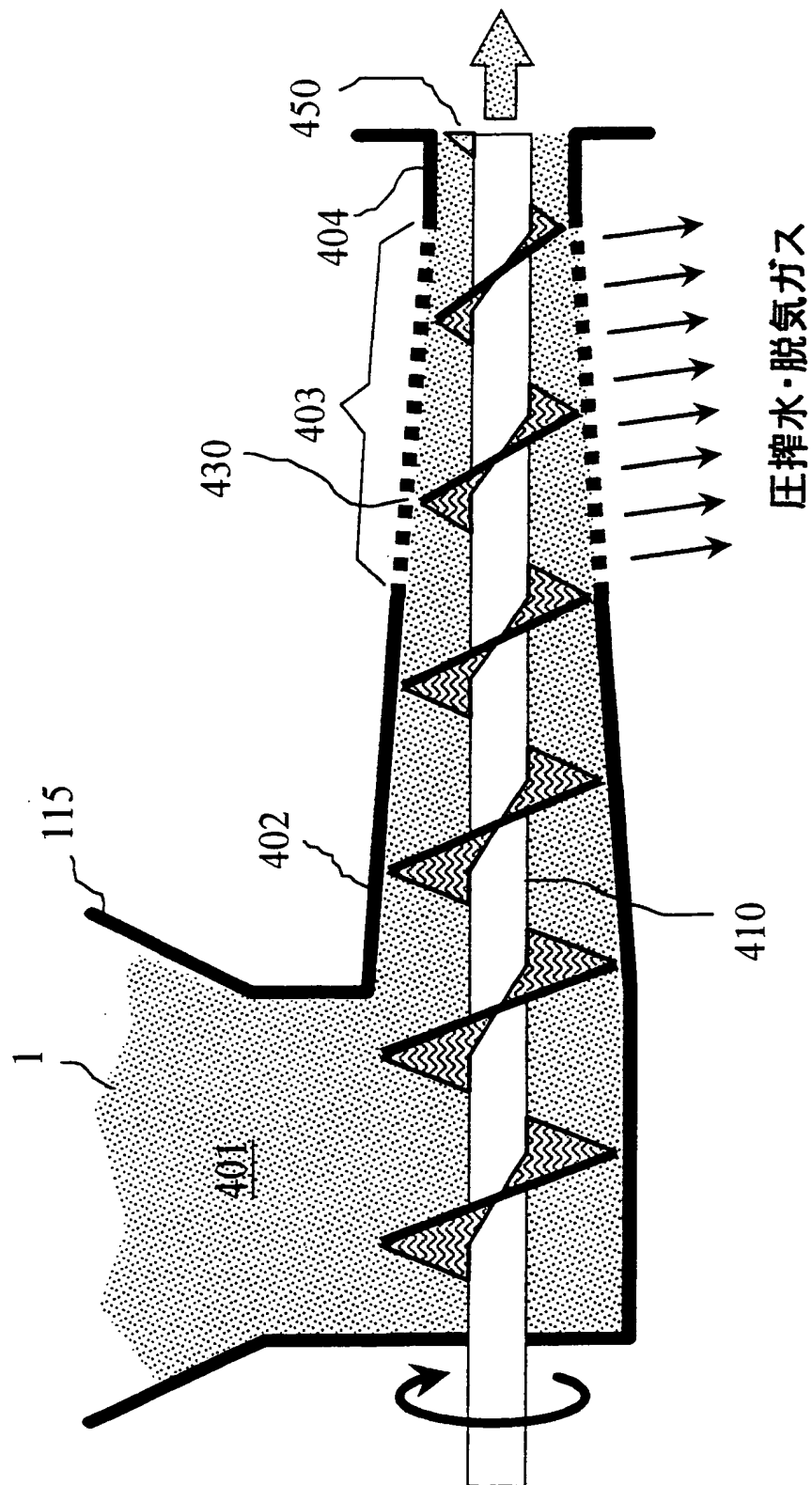
17/20

FIG. 17



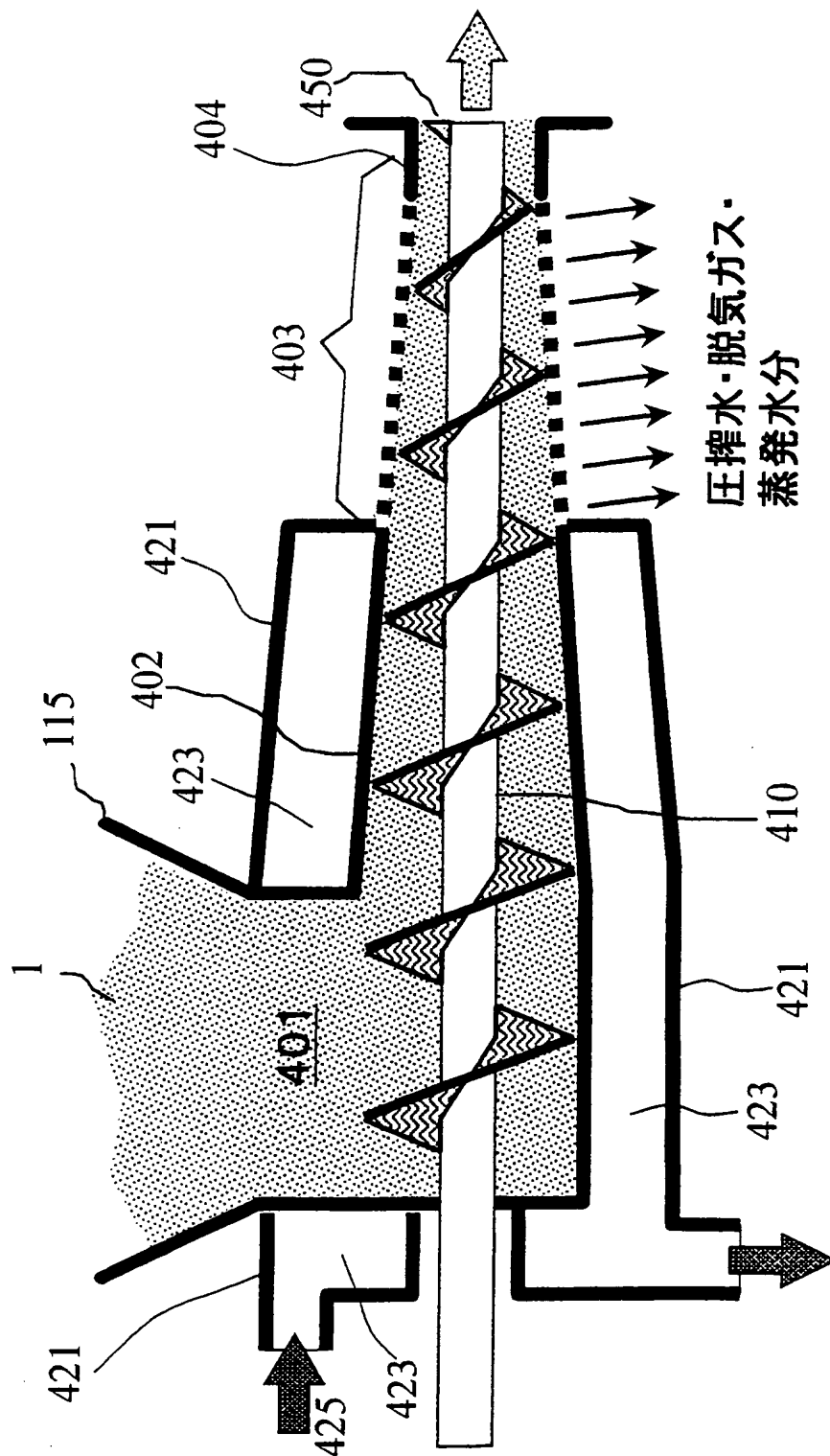
18/20

FIG. 18



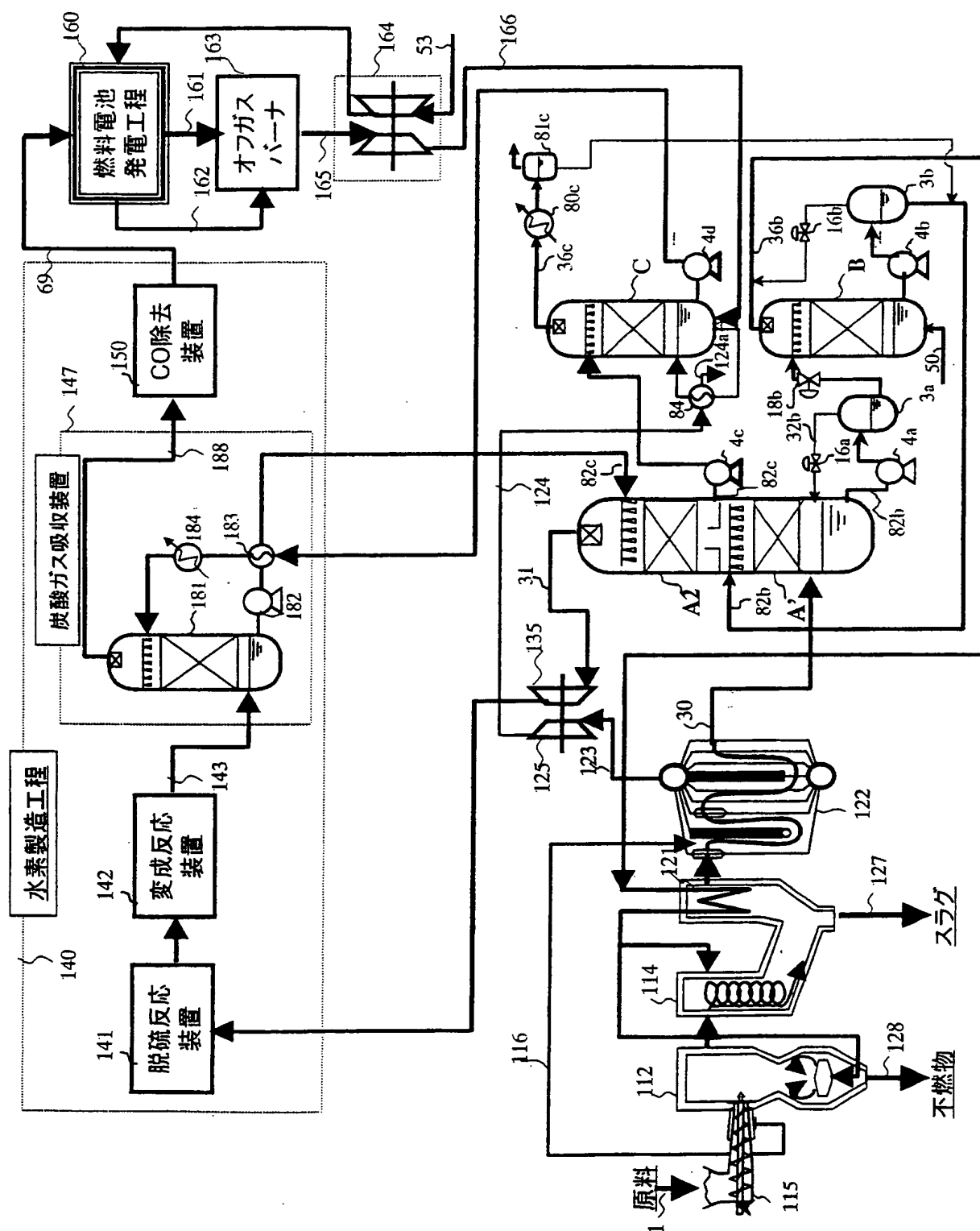


**FIG. 19**



20/20

FIG. 20



## INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/JP00/04857

## A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

Int.Cl<sup>7</sup> B01D53/14, B01D53/18, B01D53/34, B01D53/40, B01D53/62, C01J3/00,  
C01K1/08, C01K1/12

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

## B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

Int.Cl<sup>7</sup> B01D53/14, B01D53/18, B01D53/34, B01D53/40, B01D53/62, B01D53/78,  
C10J3/00, C10K1/08, C10K1/12

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Jitsuyo Shinan Koho 1926-1996 Toroku Jitsuyo Shinan Koho 1994-2000  
Kokai Jitsuyo Shinan Koho 1971-2000 Jitsuyo Shinan Keisai Koho 1996-2000

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)  
WPI (DIALOG)

## C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	Microfilm of the specification and drawings annexed to the request of Japanese Utility Model Application No.166305/1988 (Laid-open No.086627/1990) (Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co., Ltd.), 09 July, 1990 (09.07.90), Claims of Utility Model (Family: none)	1,8
Y	idem	2-7,9-13, 15-22,26
A	idem	14,23-25
Y	CA, 1295810, C (BASF AKTIENGESELLSCHAFT), 18 February, 1992 (18.02.92), page 8, line 9 to page 9, line 7; page 5, lines 10 to 30 & EP, 202600, A2 & DE, 3518368, A1 & JP, 61-271016, A	2,9-1315-17
Y	US, 4367258, A1 (Snamprogetti, S.p.A.), 04 January, 1983 (04.01.83), Column 2, line 17 to Column 3, line 9; drawings & DE, 3032470, A & FR, 2469199, A	3,18-22,26

☒ Further documents are listed in the continuation of Box C.

☐ See patent family annex.

* Special categories of cited documents:	"T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention
"A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance	"X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone
"E" earlier document but published on or after the international filing date	"Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art
"L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)	"&" document member of the same patent family
"O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means	
"P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed	

Date of the actual completion of the international search  
30 October, 2000 (30.10.00)

Date of mailing of the international search report  
07 November, 2000 (07.11.00)

Name and mailing address of the ISA/  
Japanese Patent Office

Authorized officer

Facsimile No.

Telephone No.

## INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/JP00/04857

## C (Continuation). DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
	& GB, 2062597, A & JP, 56-067525, A	
Y	JP, 10-067992, A (Ebara Corporation), 10 March, 1998 (10.03.98), Claims; page 2, right column, lines 29 to 50, page 4, left column, line 34 to right column, line 45; page 6, left column, line 45 to page 10, left column, line 42 (Family: none)	4, 5, 7
A	idem	27-33
Y	JP, 10-205723, A (NGK INSULATORS, LTD.), 04 August, 1998 (04.08.98), page 2, right column, line 30 to page 3, right column, line 19; Figs. 1 to 6 (Family: none)	4-7
Y	JP, 53-149171, A (Chiyoda, Chem. Eng. & Constr. Co., Ltd.), 26 December, 1978 (26.12.78), page 6, lower left column, line 11 to page 7, upper left column, line 8; Figs. 1, 2 (Family: none)	11, 13, 20, 22
Y	EP, 487102, A1 (HITACHI, LTD.), 27 May, 1992 (27.05.92), page 6, left column, line 20 to right column, line 14; Figs. 1 to 4, 7 & DE, 69111754, E & JP, 4-190831, A	19
Y	JP, 3-038219, A (Chiyoda, Chem. Eng. & Constr. Co., Ltd.), 19 February, 1991 (19.02.91), page 3, upper left column, line 15 to upper right column, line 16; page 4, lower right column, line 14 to page 5, upper left column, line 9 (Family: none)	26

## 国際調査報告

国際出願番号 PCT/JP00/04857

## A. 発明の属する分野の分類 (国際特許分類 (IPC))

Int. Cl<sup>7</sup> B01D53/14, B01D53/18, B01D53/34, B01D53/40, B01D53/62  
C10J3/00, C10K1/08, C10K1/12

## B. 調査を行った分野

## 調査を行った最小限資料 (国際特許分類 (IPC))

Int. Cl<sup>7</sup> B01D53/14, B01D53/18, B01D53/34, B01D53/40, B01D53/62  
B01D53/78, C10J3/00, C10K1/08, C10K1/12

## 最小限資料以外の資料で調査を行った分野に含まれるもの

日本国実用新案公報 1926-1996年  
 日本国公開実用新案公報 1971-2000年  
 日本国登録実用新案公報 1994-2000年  
 日本国実用新案掲載公報 1996-2000年

## 国際調査で使用した電子データベース (データベースの名称、調査に使用した用語)

WPI (DIALOG)

## C. 関連すると認められる文献

引用文献の カテゴリー*	引用文献名 及び一部の箇所が関連するときは、その関連する箇所の表示	関連する 請求の範囲の番号
X	日本国実用新案登録出願63-166305号 (日本国実用新案登録出願公開2-086627号) の願書に添付した明細書及び図面の内容を撮影したマイクロフィルム (石川島播磨重工株式会社) 9. 7月. 1990 (09. 07. 90), 実用新案登録請求の範囲 (ファミリーなし)	1, 8
Y	同上	2-7, 9- 13, 15- 22, 26

☒ C欄の続きにも文献が列挙されている。☐ パテントファミリーに関する別紙を参照。

## \* 引用文献のカテゴリー

「A」 特に関連のある文献ではなく、一般的技術水準を示すもの  
 「E」 国際出願日前の出願または特許であるが、国際出願日以後に公表されたもの  
 「L」 優先権主張に疑義を提起する文献又は他の文献の発行日若しくは他の特別な理由を確立するために引用する文献 (理由を付す)  
 「O」 口頭による開示、使用、展示等に言及する文献  
 「P」 国際出願日前で、かつ優先権の主張の基礎となる出願

## の日の後に公表された文献

「T」 国際出願日又は優先日後に公表された文献であって出願と矛盾するものではなく、発明の原理又は理論の理解のために引用するもの  
 「X」 特に関連のある文献であって、当該文献のみで発明の新規性又は進歩性がないと考えられるもの  
 「Y」 特に関連のある文献であって、当該文献と他の1以上の文献との、当業者にとって自明である組合せによって進歩性がないと考えられるもの  
 「&」 同一パテントファミリー文献

国際調査を完了した日

30. 10. 00

国際調査報告の発送日

07.11.00

国際調査機関の名称及びあて先

日本国特許庁 (ISA/JP)  
 郵便番号100-8915  
 東京都千代田区霞が関三丁目4番3号

特許庁審査官 (権限のある職員)

豊永 茂弘

4Q

9729

電話番号 03-3581-1101 内線 6433



## C (続き) . 関連すると認められる文献

引用文献の カテゴリー*	引用文献名 及び一部の箇所が関連するときは、その関連する箇所の表示	関連する 請求の範囲の番号
A	同上	14, 23-25
Y	CA, 1295810, C (BASF AKTIENGESELLSCHAFT) 18. 2月. 1992 (18. 02. 92), 第8頁第9行~第9頁第7行, 第5頁第10~30行 & EP, 202600, A2 & DE, 3518368, A1 & JP, 61-271016, A	2, 9-13 15-17
Y	US, 4367258, A1 (Snamprogetti, S. p. A.) 4. 1月. 1983 (04. 01. 83), 第2欄第17行~第3欄第9行, 図面, & DE, 3032470, A & FR, 2469199, A & GB, 2062597, A & JP, 56-067525, A	3, 18-22, 26
Y	JP, 10-067992, A (株式会社荏原製作所) 10. 3月. 1998 (10. 03. 98), 特許請求の範囲, 第2頁右欄第29~50行第4頁左欄第34行~右欄第45行, 第6頁左欄第45行~第10頁左欄第42行 (ファミリーなし)	4, 5, 7
A	同上	27-33
Y	JP, 10-205723, A (日本碍子株式会社) 4. 8月. 1998 (04. 08. 98), 第2頁右欄第30行~第3頁右欄第19行, 第1~6図 (ファミリーなし)	4-7
Y	JP, 53-149171, A (千代田化工建設株式会社) 26. 12月. 1978 (26. 12. 78), 第6頁左下欄第11行~第7頁左上欄第8行, 第1, 2図 (ファミリーなし)	11, 13, 20, 22
Y	EP, 487102, A1 (HITACHI, LTD.) 27. 5月. 1992 (27. 05. 92), 第6頁左欄第20行~右欄第14行, 第1~4図, 第7図, & DE, 69111754, E & JP, 4-190831, A	19
Y	JP, 3-038219, A (千代田化工建設株式会社) 19. 2月. 1991 (19. 02. 91), 第3頁左上欄第15行~右上欄第16行, 第4頁右下欄第14行~第5頁左上欄第9行 (ファミリーなし)	26